



**TUGAS AKHIR - TK145501**

## **PABRIK P-XILENA DARI TOLUENA DAN HIDROGEN DENGAN PROSES DISPROPORSIONASI TOLUENA**

Davi Khoirun Najib  
NRP. 2312 030 009

Dewi Puspa Ariany  
NRP. 2312 030 012

Dosen Pembimbing  
**Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P.,M.Pd**

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2016**



**FINAL PROJECT-TK145501**

**P-XYLENE PLANT FROM TOLUENE AND  
HYDROGEN WITH TOLUENE  
DISPROPORTIONATION METHOD**

Davi Khoirun Najib  
NRP. 2313 030 009

Dewi Puspa Ariany  
NRP. 2312 030 012

Supervisor  
Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P.,M.Pd

**STUDY PROGRAM OF DIII CHEMICAL ENGINEERING  
Faculty Of Industrial Technology  
Institute Technology Of Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2016**

**LEMBAR PENGESAHAN  
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :  
PABRIK P-XILENA DARI TOLUENA DAN  
HIDROGEN DENGAN PROSES  
DISPROPORSIONASI TOLUENA**

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

**Dosen Pembimbing**



**Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.**  
**NIP. 19510729 198603 2 001**

Mengetahui,

**Ketua Program Studi  
DIII Teknik Kimia FTI-ITS**

  
**Ir. Agung Subyakto, M.S.**  
**NIP. 19580312 198601 1 001**

**Koordinator Tugas Akhir  
DIII Teknik Kimia FTI-ITS**

  
**Warlinda EkaTriastuti, S.Si, MT.**  
**NIP. 19830308 201012 2 007**

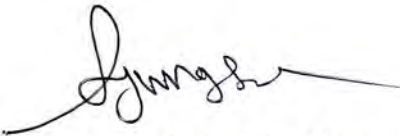
## **LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR**

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir  
pada tanggal 17 Juni 2016, untuk tugas akhir dengan judul :  
**"Pabrik P-Xilena dari Toluena dan Hidrogen dengan Proses  
Disproporsionasi Toluena"** yang disusun oleh :

**Davi Khoirun Najib**  
**Dewi Puspa Ariany**

**(2313 030 009)**  
**(2313 030 012)**

**Mengetahui/menyetujui  
Dosen Penguji,**



**Ir. Agung Subyakto, M.S.**  
**NIP. 19580312 198601 1 001**



**Ir. Elly Agustiani, M. Eng.**  
**NIP. 19580819 198503 2 003**

**Mengetahui,**

**Koordinator Tugas Akhir**

**Dosen Pembimbing**



**Warlinda Eka T., S.Si, MT.**  
**NIP. 19830308 201012 2 007**



**Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.**  
**NIP. 19510729 198603 2 001**

## **PABRIK P-XILENA DARI TOLUENA DAN HIDROGEN DENGAN PROSES DISPROPORSIONASI TOLUENA**

**Nama Mahasiswa** : Davi Khoirun Najib (2313 030 009)  
: Dewi Puspa Ariany (2313 030 012)  
**Jurusan** : DIII Teknik Kimia FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.

### **ABSTRAK**

*Toluena dan hidrogen merupakan bahan kimia dasar yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan p-xilena. Proses produksi dilakukan dengan menggunakan proses disproporsionasi toluena. Pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 400000 kg/hari akan didirikan di Cilegon, Banten, pada tahun 2021 dengan pertimbangan kemudahan akses bahan baku dan distribusi produk. Proses pembuatan p-xilena meliputi 4 tahap. Tahap pretreatment digunakan untuk mengubah fase toluena dari liquid menjadi gas. Tahap disproporsionasi toluena adalah tahap mengkonversi toluena yang di bantu dengan katalis hidrogen dan ZSM-5 menjadi xilena dan benzena. Tahap pemisahan benzena dan xilena, produk atas dari pemisahan dengan menggunakan distilasi pertama adalah benzena yang kemudian di tampung di tangki penyimpanan untuk di jual, sedangkan produk bawah merupakan xilena, etilbenzena dan toluena yang selanjutnya akan dipisahkan lagi di distalasi kedua dengan produk atas adalah toluena yang akan di recycle menjadi bahan baku dan produk bawah merupakan xilena. Tahap pemurnian digunakan untuk memisahkan p-xilena dengan isomer xilena yang lain berdasarkan titik beku dengan menggunakan pendingin nitrogen. Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari/tahun dengan basis 24 jam/hari. Toluena yang dibutuhkan sebesar 704522,3713 kg/hari dengan bahan baku pendukung yaitu Hidrogen dan ZSM-5 sebagai katalisator. Kebutuhan utilitasnya adalah air sanitasi, air pendingin, dan air boiler dengan jumlah sebesar 40,11 m<sup>3</sup>/jam*

**Kata kunci** : p-xilena, disproporsionasi toluena, ZSM-5

## **P-XYLENE PLANT FROM TOLUENE AND HYDROGEN WITH TOLUENE DISPROPORTIONATION METHOD**

**Student Name** : Davi Khoirun Najib (2313 030 009)  
: Dewi Puspa Ariany (2313 030 012)  
**Study Program** : Diploma of Chemical Engineering FTI-ITS  
**Supervisor** : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.

### **ABSTRACT**

*Toluene and hydrogen are basic chemicals that can be used as raw material of p-xylene. The production process was conducted using toluene disproportionation process. P-xylene plant with capacity of 400000 kg/day will be set up in Cilegon, Banten, in 2021 by considering the accessibility of raw materials and product distribution. P-xylene production process divided into 3 section. Pretreatment section is used to change toluene liquid phase into vapor phase. Toluene disproportionation section is convert toluene into xylene and banzene with hydrogen and ZSM-5 catalyst. And then, Separation of benzene and xylene section to separate benzene and mixture of toluene and xylene (in first distillation). Benzene distributed to benzene storage tank for sale and mixture of toluene and xylene distributed to second distillation column. In second distillation to separate toluene and xylene. Toluene as recycle with fresh toluene and xylene into next process. And then, Purification section is used to separate p-xylene from other isomer of xylene with crystallization based on freezing point with nitrogen as refrigerant. The factory is planned to operate continuously for 300 days/year on the basis of 24 hours/day. Toluene is needed for 704,522.3713 kg/day with raw material support, namely hydrogen and ZSM-5 as a catalyst. The utility needs are sanitation water, cooling water and boiler water in the amount of 40.11 m<sup>3</sup>/h.*

**Key word** : p-xylene, toluene disproportionation, ZSM-5

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PERSETUJUAN	
LEMBAR PENGESAHAN	
KATA PENGANTAR.....	i
ABSTRAK .....	iii
ABSTRACT .....	iv
DAFTAR ISI .....	v
DAFTAR GAMBAR .....	vii
DAFTAR TABEL .....	viii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang .....	I-1
I.2 Dasar Teori .....	I-6
I.3 Kegunaan .....	I-7
I.4 Sifat Fisika dan Kimia .....	I-7
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses .....	II-8
II.3 Uraian Proses Terpilih.....	II-9
BAB III NERACA MASSA.....	III-1
BAB IV NERACA PANAS.....	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT .....	V-1
BAB VI UTILITAS .....	VI-1
VI.1 Air .....	VII-1
VI.2 Steam .....	VII-7
VI.3 Listrik.....	VII-7
VI.4 Perhitungan Kebutuhan Air .....	VII-7
BAB VII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	
VII.1 K3 Secara Umum.....	VII-1
VII.2 K3 di Pabrik P-Xilena.....	VII-3
VII.3 Hal-hal Yang Diperhatikan Tentang K3 .....	VII-5
VII.4 Sistem yang Digunakan di Pabrik P-Xilena .....	VII-7
VII.5 Keselamatan di Area Pabrik P-Xilena .....	VII-9

## BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumen Secara Umum dalam Industri ..... VIII-1

VIII.2 Sistem Instrumentasi dalam Pabrik P-Xilena ..... VIII-4

## BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA ..... IX-1

## BAB X KESIMPULAN ..... X-1

DAFTAR NOTASI ..... x

DAFTAR PUSTAKA ..... xii

### LAMPIRAN:

1. Apendiks A – Neraca Massa
2. Apendiks B – Neraca Energi
3. Apendiks C – Spesifikasi Alat
4. *Flowsheet*



## DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data Ekspor-Impor <i>P-xylene</i> di Indonesia (kg/tahun) .....	I-4
Tabel I.2	Sifat Fisik <i>Toluene</i> .....	I-8
Tabel I.3	Sifat Fisik Hidrogen .....	I-9
Tabel I.4	Sifat Fisik <i>P-Xylene</i> .....	I-10
Tabel I.5	Sifat Fisik <i>Benzene</i> .....	I-11
Tabel II.1	Pemilihan Proses Pembuatan <i>P-Xylene</i> .....	II-8
Tabel III.1	Komposisi Feed .....	III-1
Tabel III.2	Neraca Massa Tangki Penyimpan (F-110) .....	III-1
Tabel III.3	Neraca Massa Mixer 1 (M-01).....	III-2
Tabel III.4	Neraca Massa Mixer 2 (M-02).....	III-2
Tabel III.5	Neraca Massa Reaktor (R-210).....	III-3
Tabel III.6	Neraca Massa Flash Tank (H-220) .....	III-3
Tabel III.7	Neraca Massa Kolom Distilasi Benzena (D-310) .....	III-4
Tabel III.8	Neraca Massa Akumulator (A-314).....	III-4
Tabel III.9	Neraca Massa Reboiler (E-318).....	III-5
Tabel III.10	Neraca Massa Kolom Distilasi Toluena (E-318).....	III-5
Tabel III.11	Neraca Massa Akumulator (A-322).....	III-6
Tabel III.12	Neraca Massa Reboiler (E-326).....	III-6
Tabel III.13	Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (H-413).....	III-7
Tabel IV.1	Neraca Panas Mixer 1 (M-01) .....	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Panas Vaporizer (V-120).....	IV-1
Tabel IV.3	Neraca Panas Mxer 2 (M-02).....	IV-1
Tabel IV.4	Neraca Panas Kompresor (G-112).....	IV-2
Tabel IV.5	Neraca Panas Cooler (E-113) .....	IV-2
Tabel IV.6	Neraca Panas Reaktor (R-210) .....	IV-2
Tabel IV.7	Neraca Panas Cooler (E-211) .....	IV-2
Tabel IV.9	Neraca Panas Heater (E-312).....	IV-3
Tabel IV.10	Neraca Panas Kolom Distilasi Benzena (D-310) .....	IV-3
Tabel IV.10	Neraca Panas Kolom Distilasi Toluena (D-320) .....	IV-3
Tabel IV.11	Neraca Panas Kristalizer (X-410).....	IV-4

Tabel IV.9	Neraca Panas Heater (E-415).....	IV-4
Tabel VI.1	Parameter Fisika .....	VI-4
Tabel VI.2	Parameter Kimia .....	VI-4
Tabel VI.3	Kebutuhan Steam Sebagai Media Pemanas.....	VI-7
Tabel VI.4	Kebutuhan Air Sebagai Media Pendingin .....	VI-8
Tabel VI.5	Kebutuhan Air Umpan Boiler.....	VI-9

## DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Lokasi Pabrik .....	I-6
Gambar I.2	Reaksi Disproporsionasi <i>Toluene</i> .....	I-7
Gambar I.3	Reaksi Pembentukan PTA.....	I-10
Gambar II.1	Ekstraksi Aromatis ( <i>Extraction of Aromatics</i> ) .....	II-2
Gambar II.2	Isomerisasi <i>Xylene</i> dengan Adsorpsi .....	II-3
Gambar II.3	Isomerisasi <i>Xylene</i> dengan Kristalisasi .....	II-5
Gambar II.4	Disproporsionasi Toluen .....	II-7

## DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	M	massa	kg
2	N	mol	mol
3	BM	Berat molekul	g/kmol
4	T	Suhu	°C/°F
5	cp	Heat Capacity	kcal/kg°C
6	$\Delta H_f$	Enthalpy pembentukan	kcal/kmol
7	$\Delta H_f$	Enthalpy product	kcal
8	H	Enthalpy	kcal
9	Hv	Enthalpy vapor	kcal/kg
10	HI	Enthalpy liquid	kcal/kg
11	Ms	Massa Steam	kg
12	Q	Panas	kcal
13	$\rho$	Densitas	gr/cm <sup>3</sup>
14	$\eta$	Efisiensi	%
15	$\mu$	Viscositas	Cp
16	D	Diameter	In
17	H	Tinggi	In
18	P	Tekanan	atm/psia
19	R	Jari-jari	In
20	Ts	Tebal tangki	In
21	C	Faktor Korosi	-
22	E	Efisiensi samungan	-
23	Th	Tebal tutup atas	In
24	$\Sigma F$	Total friksi	-
25	Hc	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
26	Ff	Friction loss	ft.lbf/lbm
27	h <sub>ex</sub>	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
28	gc	Gravitasi	Lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>
29	A	Luas perpindahan panas	ft <sup>2</sup>
30	a	Area aliran	ft <sup>2</sup>
31	B	Baffle spacing	in

32	f	Faktor friksi	$\text{ft}^2/\text{in}^2$
33	G	Massa velocity	$\text{Lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$
34	$h_{\text{ex}}$	Sudden expansion	$\text{ft.lbf/lbm}$
35	gc	Gravitasi	$\text{Lbm.ft/lbf.s}^2$
27	A	Luas perpindahan panas	$\text{ft}^2$
28	a	Area aliran	$\text{ft}^2$
29	B	Baffle spacing	in
30	F	Faktor friksi	$\text{ft}^2/\text{in}^2$
31	G	Massa velocity	$\text{Lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$
32	k	Thermal conductivity	$\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$

# BAB I

## PENDAHULUAN

### I.1 Latar Belakang

#### I.1.1 Sejarah

*Xylene* pertama kali ditemukan dalam kayu mentah pada tahun 1850 oleh Cahours. Nama *xylene* berasal dari bahasa Yunani yaitu *xylon* (=kayu). *Xylene* terdeteksi pada tar batu bara pada tahun 1855 oleh Ritthausen dan Church. Pada tahun 1891 *ethylbenzene* ditemukan dalam tar batu bara kasar oleh Noeltting dan Palmar, dan Moschner menemukan pertama *ethylbenzene* murni dari asam *ethylbenzenesulfonic* (Ulmann, 2003).

Antara 1865 dan 1869 Ernest dan Fittig menemukan bahwa "*xylene*" dalam tar batu bara tidak terdiri dari senyawa tunggal. Mereka memadukan "*xylene*" dari toluena dan menamakannya "*methyltoluene*". Mereka kemudian menetapkan bahwa beberapa sifat "*methyltoluene*" berbeda dari senyawa-senyawa dari tar batu bara *xylene*, terutama berkaitan dengan senyawa nitro. Fittig dkk. menyimpulkan bahwa dalam sintetik "*methyltoluene*" (*p-xylene*), kelompok metil kedua dalam posisi yang berbeda dari tar batu bara *xylene* (Ulmann, 2003).

Glinser dan Fittig menjelaskan produksi *methyltoluene* pada tahun 1865. Fittig memperoleh hidrokarbon dengan distilasi kering garam kalsium asam mesitoic yang menyerupai keduanya, modifikasi dikenal dengan *dimethylbenzene*, ("*xylene*" dan "*methyltoluene*") tapi tidak sepenuhnya identik dengan baik. Hidrokarbon baru bernama "*isoxylene*" (*m-xylene*). Penemuan ini menjelaskan struktur *p*- dan *m-xylene* dan terbentuknya dalam tar batu bara (Ulmann, 2003).

Dalam sebuah percobaan lebih lanjut Fittig mengidentifikasi *o-xylene* sebagai isomer ketiga, yang ditemukan dalam tar batu bara oleh Jacobson pada tahun 1877 (Ulmann, 2003).

*m*- dan *p-xylene* awalnya dipisahkan atas dasar reaktivitas kimianya yang berbeda. *m-xylene* bereaksi dengan asam sulfat



pekat. *m-xylene* kemudian diregenerasi dari kristal *m-xylenesulfonic* asam menggunakan uap *superheated* dengan adanya asam sulfat. Fraksinya tidak terpengaruh oleh sulfonasi kemudian direaksikan dengan oleum. Asam sulfonat yang mengkristal dibelah untuk mendapatkan *p-xylene* murni (Ulmann, 2003).

### 1.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Pada saat ini Indonesia memiliki pembangunan yang sangat pesat. Terutama pembangunan di bidang Industri. Hal ini dibuktikan dengan didirikannya banyak pabrik kimia di Indonesia. Salah satu industri yang mengalami perkembangan pesat adalah industri *P-xylene*. *P-xylene* merupakan zat kimia aromatik. Pada umumnya diekstrak atau disuling dari *Mixed Xylene*. Merupakan gugus *benzene* dengan dua substituen metal. *P-xylene* memiliki rumus kimia  $C_8H_{10}$  atau  $C_6H_4(CH_3)_2$ . Kata para (*p*-) mengidentifikasi lokasi kelompok metal yang berseberangan satu sama lain (1,4 *Dimetilbenzene*). *P-xylene* adalah isomer *xylene* yang paling penting dibandingkan isomer *xylene* yang lain (*O-xylene* dan *m-xylene*).

Bahan baku utama dari *p-xylene* yaitu *toluene* yang didapatkan dari *crude oil*. *Toluene* berbentuk cair, jernih, tidak berwarna, dengan bau yang khas. *P-xylene* kerap digunakan sebagai bahan baku pembuatan *Purified Terephthalic Acid* (PTA) dan *Dimetyl Terephthalat* (DMT) pada umumnya sebagai bahan baku pembuatan serat kimia, resin sintetis, pestisida, plastik, maupun obat-obatan.

Kebutuhan *p-xylene* di Indonesia setiap tahunnya tergolong meningkat. Beberapa perusahaan yang membutuhkan *p-xylene* sebagai bahan baku industri PTA diantaranya adalah Pertamina Plaju Aromatic (225.000 ton/tahun), Bakrie Kasei PTA (640.000 ton/tahun), Amoco Mitsui PTA Indonesia (420,000 ton/tahun), Polysindo Eka Perkasa (340,000 ton/tahun) dan Polyprima Karya Reksa (350,000 ton/tahun). Total produksi kelima produsen PTA ini mencapai 1,98 juta ton/tahun.



---

### *BAB I Pendahuluan*

---

Sedangkan produksi di Indonesia hanya dapat memenuhi setengah dari total yaitu 820.000 ton/tahun yang berasal dari PT.TPPI dan PT. Pertamina RU IV Cilacap. Sehingga Indonesia masih mengandalkan impor dari Negara Singapura, Thailand, Jepang, Korea, dan China untuk menutupi kekurangan suplai *p-xylene* dalam negeri. Biaya impor sangat dipengaruhi oleh kurs nilai rupiah terhadap mata uang asing terutama dollar Amerika sehingga diharapkan dapat mengurangi impor *p-xylene* dari luar negeri dengan dibangunnya pabrik *p-xylene* baru di Indonesia.

Dengan didirikannya pabrik *P-xylene* ini diharapkan mampu memberikan keuntungan sebagai berikut:

1. Menciptakan lapangan kerja baru, yang berarti mengurangi jumlah pengangguran.
2. Memacu pertumbuhan industri baru yang menggunakan bahan baku *p-xylene* dan *benzene*.
3. Mengurangi ketergantungan pada Negara Asing.
4. Meningkatkan lapangan pendapaatan negeri dari sektor industri. Serta menghemat devisa negara.

#### **I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku utama pembuatan *p-xylene* adalah *toluene* yang dapat diperoleh di PT. Pertamina RU IV yang berada di Cilacap, sedangkan untuk gas Hidrogen dapat dipenuhi oleh PT. *Air Liquide* Indonesia yang berada di Cilegon. Sehingga dari data diatas, ketersediaan bahan baku untuk pembuatan *p-xylene* cukup terpenuhi.

#### **I.1.4 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Berikut adalah tabel data ekspor-impor *P-xylene* di Indonesia dari tahun 2010-2014 beserta data produksi dan kebutuhannya pada **Tabel I.1**



**Tabel I.1.** Data Ekspor-Impor *p-xylene* di Indonesia (kg/tahun)

Tahun	Produksi	Jumlah Impor	Jumlah Ekspor	Kebutuhan
2010	632.500.000	777.529.497	393.076.944	1016952553
2011	689.300.000	623.773.147	567.103.506	745969641
2012	772.700.000	643.406.104	27.585.991	1388520113
2013	856.100.000	723.503.203	111.422.280	1468180923
2014	926.200.000	935.987.042	195.419.033	1666768009

(Sumber: Badan Pusat Statistik dan Kemenperin, 2015).

Sehingga dari data tersebut dapat diketahui kapasitas produksi pabrik *p-xylene* dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan} &= ((\text{Produksi} + \text{Impor}) - (\text{Ekspor}))_{2019} \\ &= ((1.303.300.000 + 1.645.374.930)) - \\ &\quad (614.974.894) \\ &= 2.333.700.036\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Pabrik} &= 5\% \times 2.333.700.036 \\ &= 116.685.001,8 \text{ kg} \\ &= 116.685,0018 \text{ ton} \\ &= 120.000 \text{ ton}\end{aligned}$$

Dari data di atas dapat diambil kapasitas pabrik sebesar 120.000 ton/tahun.

### I.1.5 Pemilihan Lokasi

Letak geografis suatu pabrik memiliki pengaruh yang sangat penting terhadap keberhasilan dari pabrik tersebut. Beberapa faktor yang dapat menjadi acuan dalam penentuan pemilihan lokasi pabrik antara lain, ketersediaan bahan baku, transportasi, dan utilitas. Dari ketiga pertimbangan tersebut maka pabrik *p-xylene* ini akan didirikan di Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Penyediaan bahan baku

*Toluene* sebagai bahan baku pembuatan *p-xylene* diperoleh dari PT. Chandra Asri, Cilegon dan PT. Pertamina RU IV, Cilacap. Sedangkan gas hidrogen akan



diperoleh dari PT. *Air Liquid*, Cilegon. Orientasi pemilihan ditekankan pada jarak lokasi sumber bahan baku yang cukup dekat. Untuk bahan baku hidrogen dari PT. *Air Liquid* disalurkan melalui pipa *inline*.

2. Transportasi

Sarana transportasi sangat dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Terlebih kawasan Cilegon merupakan kawasan industri yang memiliki sarana transportasi darat yang baik. Selain itu juga dekat dengan pelabuhan Merak yang berarti penyaluran produk melalui laut juga mudah.

3. Pemasaran

Prospek pasar menjadi sangat penting karena untung ruginya suatu pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi pabrik harus didirikan di daerah yang bagus prospek pemasarannya. P-xylene merupakan bahan baku pembuatan *Purified Terephthalic Acid* (PTA) dan *Dimethyl Terephthalat* (DMT) pada umumnya sebagai bahan baku pembuatan serat kimia, resin sintetis, pestisida, plastik, maupun obat-obatan. Oleh karena itu lokasi pendirian pabrik P-xylene disesuaikan dengan lokasi industri *Purified Terephthalic Acid* (PTA) dan *Dimethyl Terephthalat* (DMT) yaitu di Cilegon, Banten.

4. Utilitas

Fasilitas yang terdiri dari penyediaan air dan listrik mengharuskan lokasi pabrik dekat dengan sumber tersebut. Pabrik ini berlokasi di sekitar pantai Anyer dan dekat dengan sungai Ciujung untuk memenuhi kebutuhan air. Sementara untuk kebutuhan akan listrik didapatkan dari PT.PLN.

Berikut adalah peta dari lokasi pabrik p-xylene yang akan direncanakan didirikan di kawasan industri daerah Cilegon, Banten pada **Gambar I.1**.



## I.2 Dasar Teori

*Xylenes* dan *ethylbenzene* adalah  $C_8$  *benzene* dengan rumus molekul  $C_8H_{10}$ . Ketiga isomer *xylene* adalah *o-xylene*, *m-xylene* dan *p-xylene*, yang berbeda adalah posisi dua kelompok metil pada cincin *benzene*. Campuran *xylene* diuraikan dari campuran *ethylbenzene* dan tiga isomer *xylenes*. Campuran *xylene* sebagian besar berasal dari minyak bumi (Kirk-Othmer, 1984).

*m*- dan *p*-xylene awalnya dipisahkan atas dasar reaktivitas kimianya yang berbeda. *m*-xylene bereaksi dengan asam sulfat pekat. *m*-xylene kemudian diregenerasi dari kristal *m*-xylene sulfonic asam menggunakan uap *superheated* dengan adanya asam sulfat. Fraksinya tidak terpengaruh oleh sulfonasi kemudian direaksikan dengan oleum. Asam sulfonat yang mengkristal yang kemudian dipisahkan untuk mendapatkan *p*-xylene murni (Ulmann, 2003).

Ada empat proses utama dalam pembuatan P-xylene dalam skala industri, diantaranya adalah:



---

## BAB I Pendahuluan

---

1. Ekstraksi Aromatis (*Extraction of arpmatics*),
2. Isomerisasi *Xylene* dengan Proses Adsorpsi (*Asahi Process*),
3. Isomerisasi *Xylene* dengan Kristalisasi (*Amoco Process*),
4. Disproporsionasi toluene (*Tatoray Process*).

*P-xylene* adalah salah satu isomer *xylene*. Ini adalah, cairan yang mudah menguap dan tidak berwarna. *Paraxylene* (*p-xylene*) merupakan bahan baku yang sangat penting dalam penyusunan PET (*polyethylene terephthalate*), yang secara luas digunakan dalam industri kemasan, misalnya, untuk botol air mineral dan minuman ringan berkarbonasi. *Paraxylene* juga digunakan dalam pembuatan PTA (*purified terephthalic acid*), yang merupakan bahan kimia dasar yang digunakan dalam industri tekstil untuk membuat polyester. PET adalah salah satu sumber utama bahan baku untuk memproduksi botol plastik dan pakaian poliester. 98% dari produksi *Paraxylene*, dan setengah dari semua *xylene*, dikonsumsi dengan cara yang sama (*Chemicals & Petrochemicals Manufacturers' Association, India*).

### I.3 Kegunaan

Kegunaan dari *Para-Xylene* itu sendiri adalah :

1. Sebagai bahan baku *Pure Terephthalic Acid* (PTA)
  2. Sebagai bahan baku *Terephthalic Acid* (TPA)
  3. Sebagai bahan bakui *Dimethyl Terephthalate* (DMT)
  4. Sebagai bahan baku *Polyesters*
  5. Sebagai *solvent*
  6. Sebagai bahan baku *Di-Para-xylene* dan *Herbisida*
- (Pertamina, 2012)



## I.4 Sifat Fisika & Kimia

### I.4.1 Bahan Baku Utama

#### I.4.1.1 Toluena

##### a. Sifat Fisika Toluena

Toluena ( $C_7H_8$ ) merupakan senyawa hidrokarbon aromatik yang biasa digunakan untuk industri dan sebagai pelarut. Sifat fisika dari toluena terdapat pada **Tabel I.2**

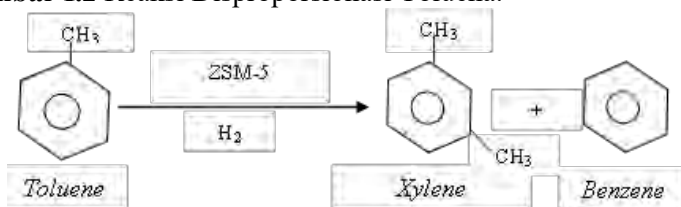
**Tabel I.2** Sifat Fisik Toluena

Berat Molekul	92,141 gr/mol
Boiling Point (P= 1 atm)	110,629 °C
Titik Beku (P= 1 atm)	- 94,965 °C
Flash Point	4,4 °C
Density pada 25 °C	0,8623 gr/cm <sup>3</sup>
Temperatur Kritis	318,64 °C
Panas Pembakaran pada 25 °C tekanan konstan	39130,3 kJ/mol
Panas Penguapan pada 25 °C	37,99 kJ/mol
Panas Pembentukan $\Delta H_f$ (kcal/mol)	Gas: 11,95
	Cair : 2,867
Entropi, S (kJ/ K):	Gas : 319,7
	Cair : 219,6

(Kirk-Othmer, 1984).

##### b. Sifat Kimia Toluena

Salah satu sifat kimia dari toluena yaitu dengan  $H_2$  dalam fase cair dan katalis ZSM-5 yang menghasilkan *Xylene* dan *Benzene* (reaksi disproporsionasi toluena). Berikut adalah **Gambar I.2** Reaksi Disproporsionasi Toluena.



**Gambar I.2** Reaksi Disproporsionasi Toluena

(Kirk-Othmer, 1984).



### I.4.1.2 Hidrogen

#### a. Sifat fisik Hidrogen

Hidrogen ( $H_2$ ) merupakan senyawa gas yang tidak berwarna, berbau, dan berasa. Sifat fisika dari hidrogen terdapat pada **Tabel I.3**

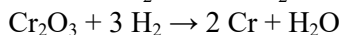
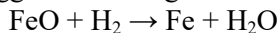
**Tabel I.3** Sifat Fisik Hidrogen

Formula	$H_2$
Berat Molekul	2,105
Titik Beku	$-259,2^0\text{ C} / -434,8^0\text{ C}$
Tampak Luar	Tidak berwarna, berbau dan berasa.
<i>Solubility</i>	0,019 vol/vol pada $15,6^0\text{ C}$
Densitas gas	$0,00521\text{ lb/ft}^3$ / $(0,08342\text{ kg/m}^3)$ pada $21,1^0\text{ C}$
Temperatur Kritis	$190,8\text{ psia} (1315\text{ kPa abs})$
Volume Spesifik	$192\text{ ft}^3/\text{lb} (11,99\text{ m}^3/\text{kg})$ pada $21,1^0\text{ C}$

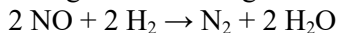
(Kirk-Othmer, 1984).

#### b. Sifat Kimia Hidrogen

- Hidrogen bereaksi dengan sejumlah oksida logam pada suhu tinggi untuk menghasilkan logam dan air.



- Dibawah kondisi tertentu, hidrogen bereaksi dengan nitrit oksida menghasilkan nitrogen.



(Kirk-Othmer, 1984).



## I.4.2 Produk Utama

### I.4.2.1 P-Xilena

#### a. Sifat fisik P-Xilena

P-Xilena ( $C_8H_{10}$ ) merupakan salah satu isomer *xylene* yang digunakan sebagai bahan baku *Pure Terephthalic Acid* (PTA). Sifat fisika dari P-Xilena terdapat pada **Tabel I.4**

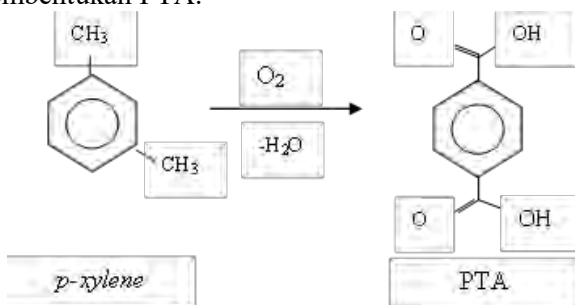
**Tabel I.4** Sifat Fisik P-Xilena

Rumus Molekul	$C_6H_4(CH_3)_2$
Berat Molekul	106,167 gr/mol
<i>Specific gravity</i>	0,86
Tampak Luar	Cairan tidak berwarna
Temperatur Kritis	343,05 °C
Tekanan Kritis	3,5 MPa
<i>Boiling Point</i> (P=1 atm)	138,37 °C
<i>Freezing Point</i> (P=1 atm)	13,26 °C
<i>Flash Point</i>	37 °C
Densitas pada 25 °C	0,8610 gr/cm <sup>3</sup>

(Kirk-Othmer, 1984).

#### b. Sifat Kimia P-Xilena

Reaksi p-Xilena dengan oksidasi oleh oksigen yang menghasilkan PTA. Berikut adalah **Gambar I.3** Reaksi Pembentukan PTA.



**Gambar I.3** Reaksi Pembentukan PTA

(Kirk-Othmer, 1984).



### I.4.3 Produk Samping

#### a. Sifat fisik Benzena

Benzena ( $C_6H_6$ ) merupakan salah satu senyawa kimia yang kerap digunakan sebagai bahan baku industri dan sebagai pelarut. Sifat fisika dari benzena terdapat pada **Tabel I.5**

**Tabel I.5** Sifat Fisik Benzena

Formula	$C_6H_6$
<i>Molecular Weight</i>	78,114 g/mol
<i>Critical Temperature</i>	562,16 K
<i>Melting Point</i>	278,68 K
<i>Boiling Point</i>	353,24 K pada 1 atm
<i>Flash Point</i>	262,04 K
<i>Density</i>	0,876 g/ml
<i>Viscosity of Liquid</i>	0,601 centipoise pada 25 $^{\circ}C$
<i>Heat Capacity of Gas</i>	1,045 J/g.K pada 25 $^{\circ}C$
<i>Heat Capacity of Liquid</i>	1,726 J/g.K pada 25 $^{\circ}C$
<i>Heat of Vaporization</i>	393,84 kJ/kg

(Gallant, 1993)





Halaman ini sengaja dikosongkan

## **BAB II**

### **MACAM DAN URAIAN PROSES**

#### **II.1 Macam Proses Pembuatan *P-xilena***

Ada 3 proses utama dalam pembuatan P-xilena dalam skala industri, diantaranya adalah:

1. Ekstraksi Aromatis (*Extraction of Aromatics*)
2. Isomerisasi Xilena (*Asahi Process & Amoco Process*)
3. Disproporsionasi Toluena (*Tatoray Process*)

##### **II.1.1 Ekstraksi Aromatis (*Extraction of Aromatics*)**

Benzena, toluena, xilena (BTX), dan etilbenzena dihasilkan melalui *catalytic reforming* dari nafta berat yang produk reformatnya kaya dengan aromatic C<sub>6</sub>, C<sub>7</sub>, dan C<sub>8</sub> yang bisa diekstraksi oleh pelarut seperti sulfolana atau *ethylene glycol*. Pelarut ini ditandai oleh afinitas tinggi pada aromatik, stabilitas termal yang baik, dan pemisahan fasa yang cepat. Proses ekstraksi Tetra dari Union Carbide memakai tetraetilen glikol sebagai pelarut. Pada proses ini, feed yang mengandung campuran dari senyawa aromatis, paraffin, dan nafta setelah dipanaskan dengan rafinat, dikontakkan secara counter current dengan larutan tetraetilen glikol encer dalam kolom ekstraksi. Solvent panas yang mengandung senyawa aromatis BTX didinginkan dan dimasukkan melalui puncak kolom stripper. Ekstrak aromatis kemudian dimurnikan dengan cara distilasi-ekstraktif dan dipisahkan dari solvent dengan cara steam stripping. Rafinat (sebagian besar terdiri dari paraffin, isoparaffin, dan sikloparaffin) dicuci dengan air untuk menghilangkan sisa-sisa dari solvent untuk kemudian dilakukan penyimpanan. Solvent untuk selanjutnya direcycle kembali ke menara ekstraksi (*Alain Chauvel, 1989*)

Ekstrak yang mengandung benzena, toluena, xilena, dan etilbenzena kemudian dipisahkan. Benzena dan toluena diperoleh secara terpisah, sedang etilbenzena dan xilena diperoleh sebagai

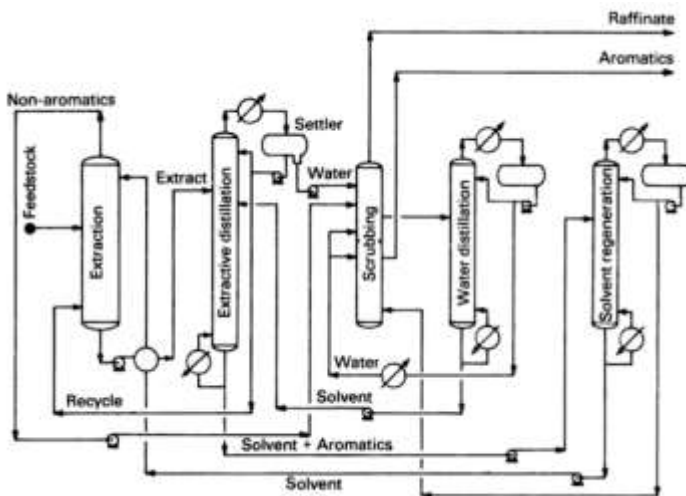


campuran dan untuk memisahkannya dilakukan melalui teknik *superfractionation* (Alain Chauvel, 1989)

Karena *p*-xilena adalah isomer yang paling berharga untuk memproduksi serat buatan, maka *p*-xilena biasanya dipisahkan dari campuran xilena. Kristalisasi fraksional adalah cara yang dahulu banyak dipakai untuk memisahkan isomer ini, tetapi hasilnya hanya 60%. Hanya sejumlah kecil dari total *p*-xilena yang dapat dihasilkan dari proses ini (Alain Chauvel, 1989)

Untuk proses pemisahan *p*-xilena dari isomer-isomer xilena lainnya (*o*-xilena dan *m*-xilena) dilakukan proses *continous liquid-phase adsorption*. Melalui proses ini hasil keseluruhan *para*-xilena bisa dinaikkan dengan menambahkan unit isomerisasi untuk mengisomerkan *o*- dan *meta*-xilena menjadi *para*-xilena. Hasil keseluruhan 90% *para*-xilena dapat dicapai (Alain Chauvel, 1989)

Berikut adalah proses dari Ekstraksi Aromatis yang dapat dilihat pada **Gambar II.1**



**Gambar II.1** Ekstraksi Aromatis (*Extraction of Aromatics*)



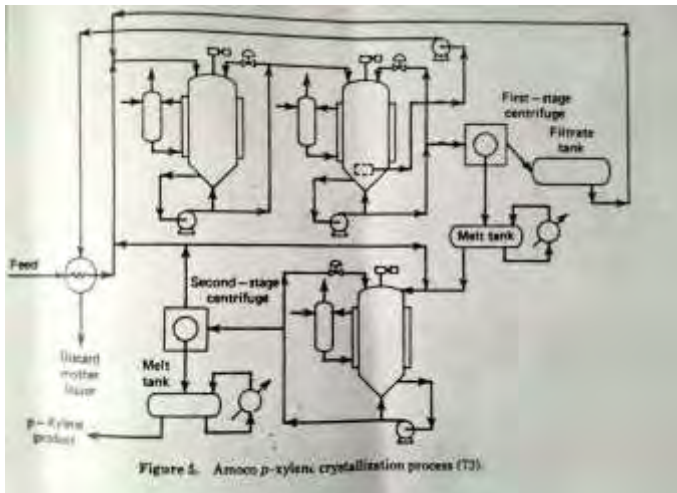


Proses Asahi masih akan dikomersialkan. Pembangunannya selesai dan hasil uji cobanya yang dikonfirmasi dengan peralatan yang lebih besar. Proses ini tampaknya telah diteliti secara mendalam dan dilindungi oleh hak paten dan dapat mencapai signifikasi yang komersial. Hal ini didasarkan pada kromatografi perpindahan dengan asam dari peningkatan adsorben zeolit dan tergantung pada jari-jari ionik kation yang dipertukarkan, hal itu lebih besar untuk kation monovalen. Faktor penting lainnya adalah rasio silika-alumina dan kadar air (*Kirk-Othmer, 1984*).

Proses Asahi menghasilkan etilbenzena serta p-xilena. Selanjutnya, jumlah zeolit dan konsumsi panas sekitar setengah dari yang diperlukan untuk proses Parex. Biaya investasi relatif rendah karena kesederhanaan proses. Proyeksi untuk komersial pemanfaatan menunjukkan persyaratan dari 170 ton adsorben untuk memulihkan 70.000 ton p-xilena dan >15.000 ton dari etilbenzena. Konsumsi bahan bakar 9,2 MJ/kg (3900 Btu/lb) dari produk gabungan atau 7,1 MJ/kg (3060 Btu/lb) untuk p-xilena saja (*Kirk-Othmer, 1984*).

### **II.1.2.2 Isomerisasi Xilena dengan Kristalisasi (*Amoco Process*)**

Macam proses isomerisasi yang kedua adalah Isomerisasi Xilena dengan Kristalisasi (*Amoco Process*). Berikut adalah proses dari Isomerisasi Xilena dengan Kristalisasi (*Amoco Process*) yang dapat dilihat pada **Gambar II.3**



**Gambar II.3** Isomerisasi Xilena dengan Kristalisasi  
(Amoco Process)

Proses kristalisasi Amoco P-xilena digunakan oleh lebih dari setengah kapasitas yang ada di AS saat ini. Pendinginan secara langsung, dengan etilena sebagai pendingin, yang digunakan dalam tahap pertama dari kristalisasi (Kirk-Othmer, 1984).

Dalam dua atau lebih tahap pertama *crystallizer*, suhu diturunkan secara bertahap menjadi disekitar titik leleh *p-xilena-m-xilena* dibandingkan isomer yang lain. *Crystallizers* dilengkapi dengan pencakar terpasang pada poros pusat, yang menyediakan pengadukan dan menjaga baik pertukaran panas di permukaan. *Slurry* di *crystallizer* yang disirkulasikan kembali adalah *slurry* dengan tingkat seperti kristal yang besar yang disimpan di dekat bagian bawah *crystallizer* dimana *slurry* akan dihilangkan. Waktu tinggal di masing-masing dua *crystallizers* adalah 3 jam untuk membentuk kristal (Kirk-Othmer, 1984).

Larutan induk yang cukup ditarik melalui *filter micrometallic* atau elemen yang sama, yang terletak dalam akhir



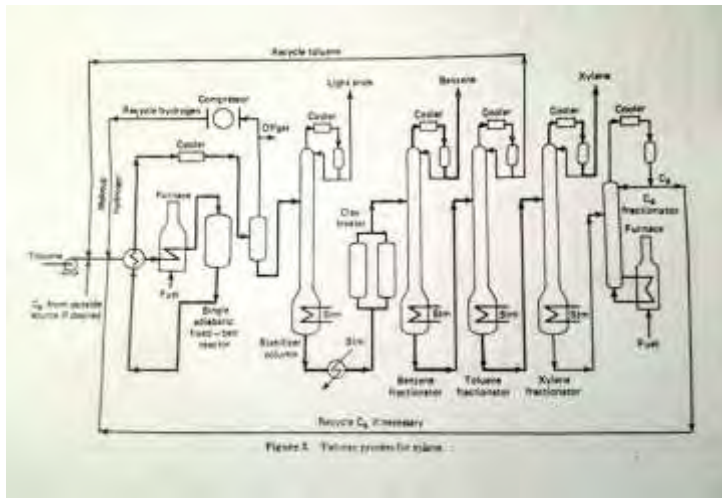
*crystallizer* tahap pertama. Hal ini penting untuk menarik larutan induk pada suhu serendah mungkin dan untuk menjaga keseimbangan massa keseluruhan sekitar pabrik. Larutan induk dapat dikirim untuk isomerisasi (*Kirk-Othmer, 1984*).

*Slurry* dari akhir *crystallizer* tahap pertama ditransfer ke *centrifuge* dimana larutan induk dipisahkan dari adonan tahap pertama dan didaur ulang ke tahap kristalisasi pertama (*Kirk-Othmer, 1984*).

Adonan pada tahap pertama dilebur dan lolos ke *crystallizer* tahap kedua yang dirancang seperti di tahap pertama, tapi didinginkan oleh propena. Produk dari *crystallizer* tahap kedua dipompa ke tahap akhir sentrifugasi di mana larutan induk dipisahkan dan didaur ulang untuk umpan di tahap kedua *crystallizer*, untuk mengontrol konsentrasi padatan. Peleburan adonan memberikan p-xilena, kemurniannya yang tergantung pada suhu tahap akhir kristalisasi. Dalam keseimbangan secara keseluruhan, 26,5 metrik ton umpan per jam hasilnya 3.3 ton dari 99,1% p-xilena per jam jika langkah filtrasi dihilangkan. Umpan yang sama menghasilkan 3,7 ton dari 99,1% p-xilena per jam dalam proses yang dijelaskan di atas. Hal ini merupakan peningkatan dengan hasil 11% dan pemulihan keseluruhan 71% (*Kirk-Othmer, 1984*).

### II.1.3 Disproporsionasi Toluena (*Tatoray Process*)

Macam proses selanjutnya adalah Disproporsionasi Toluena (*Tatoray Process*). Berikut adalah proses dari Disproporsionasi Toluena (*Tatoray Process*) yang dapat dilihat pada **Gambar II.4**



**Gambar II.4** Disproporsionasi Toluena (*Tatoray Process*)

Dalam proses tatoray, toluena dan  $C_9$  ( $A_9$ ) fraksi bawah dari kolom  $A_9$  (o-xilena dalam kolom *splitter*) terutama diubah menjadi isomer xilena oleh disproporsionasi dari toluena dan transalkilasi dari aromatik  $C_9$ , baru terbentuk fraksi  $A_6$ - $A_8$  dari  $A_9^+$ . Teknologi ini merupakan hasil kerjasama antara UOP dan Toray Industries. Aplikasi komersial telah beroperasi sejak tahun 1978. Sejak itu katalis telah diperbaiki beberapa kali berkaitan dengan aktivitas, stabilitas termal, dan rentang hidup (*Ulmann, 1984*).

Proses Toray terdiri dari reaktor yang diisi dengan katalis padat yang melekat unit pendingin, unit pemisahan gas-cair, unit untuk distilasi komponen cahaya dan satu untuk tanah liat mengobati untuk menghilangkan kotoran olefin. Seperti dalam proses ISOMAR tekanan parsial hidrogen dipertahankan dalam reaktor. Dengan mengolah kualitas pakan yang berbeda, yang dapat dipengaruhi baik oleh tingkat daur ulang yang berbeda dan biaya yang bervariasi dari fraksi reformate segar, komposisi produk dapat dikendalikan (*Ulmann, 1984*).





Proses disproporsionasi terbukti lainnya adalah LTD proses Mobil Penelitian Arco Teknologi. Alkilasi dari toluena untuk meningkatkan hasil xilena telah dikembangkan oleh Mobil Kimia (MTPX = Mobil proses toluena-to-p-xilena) dan memungkinkan konsentrasi p-xilena dari ca. 94% yang akan dicapai. Mobil telah mengumumkan bahwa mereka akan menggunakan proses MTPX baru di dua fasilitas di Amerika Serikat (Ulmann, 1984).



Dari Proses disproporsionasi ini selain campuran xilena juga dihasilkan benzena. Reaksi ini berlangsung pada fase gas. Reaksi disproporsionasi toluena ini terjadi pada suhu 350 °C dan tekanan 20 atm, dengan waktu reaksi 15 detik, konversi 68 % dalam suatu reaktor fixed bed.

## II.2 Seleksi Proses

Dari macam proses yang telah diuraikan diatas, berikut adalah beberapa perbandingan dari macam proses yang ada pada

**Tabel II.1**

**Tabel II.1** Pemilihan Proses Pembuatan P-xilena

Tinjauan	Ekstraksi Aromatis	Isomerisasi Xilena dengan Adsorpsi (Asahi Process)	Isomerisasi Xilena dengan Kristalisasi (Amoco Process)	Disproporsionasi Toluena (Tatoray Process)
Kemurnian	90%	97 - 98 %	99,1%	99,9%
Bahan Baku	C aromatis	Xilena dan C Aromatis	Xilena dan C Aromatis	Toluena
Suhu & Tekanan	T= 330–370°C P= 10-20 atm	T = 400-500 °C P = 15 – 30 atm	T = 400-500 °C P = 15 – 30 atm	T = 250-530 °C P = 10-50 atm
Reaksi yang terjadi	Pemisahan dengan <i>Continuous liquid-phase adsorption</i>	Proses kombinasi Aromax & Isolene	Proses isomerisasi <i>mixed</i> xilena dan kristalisasi	Terjadi reaksi disproporsionasi dengan katalis pada reaktor
Katalis	-	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .SiO <sub>2</sub>	Zeolit (ZSM-5)



## BAB II Macam dan Uraian Proses

Alat utama yang digunakan	<i>reaction column, separation, dehydratizer</i>	Desorben, kolom isomerisasi	<i>Crystallizer</i> , kolom Isomerisasi	<i>Vaporizer, Reactor, column distillation, dan separator (flash tank)</i>
Hasil samping	Etilbenzena, benzena, toluena	o-, m-xilena, dan ethylbenzena	o-, m-xilena	Benzena

Setelah membandingkan dari uraian proses di atas, maka dipilih proses disproporsionasi toluena, dengan beberapa pertimbangan antara lain :

1. Kemurnian p-xilena yang didapat lebih besar dibandingkan proses yang lain, yaitu 99,9%.
2. Produk yang dihasilkan pada proses ini selain xilena, juga terdapat benzena yang laku dijual di pasaran.
3. Bahan baku yang digunakan tidak terlalu susah didapatkan yaitu toluena.

### II.3 Uraian Proses Terpilih

Berikut ini merupakan uraian proses terpilih dari pabrik p-xilena yang terdiri dari 4 tahap, diantaranya :

#### A. Tahap Pretreatment

Bahan baku toluena disimpan dalam tangki (F-110). Gas  $H_2$  dialirkan secara *inline* melalui pipa dan dicampur dengan recycle gas  $H_2$  dari Separator (H-220). *Fresh* toluena dari tangki (F-110) dengan suhu  $30^\circ C$  dicampur dengan *recycle* toluena dari kolom distilasi 2 (D-320) masuk ke *vaporizer* (V-120) pada suhu  $120^\circ C$  untuk mengubah fase liquid menjadi gas. Campuran *feed* toluena dan campuran *feed*  $H_2$  pada suhu  $120^\circ C$  dialirkan ke kompresor (G-112) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 30 atm. Feed reaktor ini suhunya terlebih dahulu didinginkan dengan *Heat Exchanger* (E-113) sehingga suhu turun menjadi  $480^\circ C$  dan tekanan 30 atm.



### **B. Tahap Disproporsionasi Toluena**

Feed reaktor berupa toluena dan gas  $H_2$  masuk kedalam Reaktor (R-210) untuk proses Disproporsionasi Toluena dengan menggunakan katalis zeolite ZSM-5. Proses berlangsung secara non-isothermal non-adiabatis. Suhu reaksi  $250^{\circ}C$  dan tekanan 30 atm. Produk keluar dari reaktor berupa fasa gas yang selanjutnya suhunya diturunkan terlebih dahulu menggunakan *Heat Exchanger* (E-211). Kemudian tekanannya diturunkan menjadi 6 atm pada suhu  $75^{\circ}C$  menggunakan *Expander* (G-212). Untuk proses pemisahan antara fraksi gas hidrokarbon dengan fraksi cairan BTX (benzena, toluena, xilena), maka produk dialirkan ke *flash tank* (H-220) dengan prinsip pemisahan dengan penurunan tekanan secara mendadak. Gas  $H_2$  dari *flash tank* (H-220) merupakan produk atas kemudian dikeluarkan untuk *direct cycle* sebagai bahan baku, sedangkan produk bawah akan dilanjutkan ke proses selanjutnya.

### **C. Tahap Pemisahan Benzena dan Xilena**

Fraksi cairan berupa BTX (Benzena, Toluena, Xilena) dari produk bawah *flash tank* (H-220) dipompa ke *Heater* (E-312) untuk dinaikkan suhunya menjadi  $105^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm. Kemudian fraksi cairan BTX (Benzena, Toluena, Xilena) dialirkan ke dalam kolom benzena (D-310) untuk proses pemisahan benzena dari campurannya. Hasil atas berupa destilat benzena dan hasil bawah berupa campuran xilena dan toluena. Benzena yang diperoleh sebagai hasil atas kolom benzena dipompa menuju tangki penyimpanan (F-420). Hasil bawah kolom Benzena dengan suhu  $111^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm lalu dimasukkan ke dalam kolom Toluena (D-320) untuk memisahkan toluena dari campuran xilena. Diperoleh hasil atas berupa destilat toluena dan hasil bawah berupa cairan *mixed* xilena dengan suhu  $144^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm. Cairan *mixed* xilena ini diturunkan suhunya menjadi  $100^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm menggunakan



*Heat Exchanger* (E-412) sebelum dimasukkan ke *Crystallizer* (X-410).

#### **D. Tahap Pemurnian Produk**

Tahap Pemurnian ini digunakan untuk mendapatkan p-xilena dengan proses kristalisasi. P-xilena dipisahkan dari cairan *mixed* xilena dengan menggunakan *Crystallizer* (X-410) berdasarkan titik beku. Titik beku p-xilena pada suhu 13,26°C sedangkan orto dan *meta*-xilena titik bekunya dibawah -25 °C dengan pendingin nitrogen (N<sub>2</sub>). Kemudian hasil dari *Crystallizer* (X-410) dipisahkan dalam *centrifuge* (H-413). Kristal p-xilena kemudian di transportasikan menuju tangki penyimpanan (F-430) dengan menggunakan *bucket elevator*, dalam keadaan atmosferik p-xilena berbentuk cairan, sehingga diperoleh p-xilena dalam fasa cair dengan kemurnian 99,9 %wt.

### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 120000 ton p-xilena/tahun  
                   : 400 ton p-xilena/hari  
                   : 400000 kg p-xilena/hari  
 Operasi : 300 hari /tahun, 24 jam/hari  
 Satuan massa : kg  
 Basis waktu : 1 hari

Untuk kapasitas 400 ton p-xilena/hari, dibutuhkan bahan baku Toluena sebanyak 704522,3713 kg Toluena/hari atau 705 ton Toluena/hari dengan data komposisi Toluena sebagai berikut :

**Tabel III.1** Komposisi Feed

Komponen	Fraksi Massa	Bahan Baku	Massa
Toluena	0,9900	704522,3713	697477,1476
P-xilena	0,0050	704522,3713	3522,6119
M-xilena	0,0020	704522,3713	1409,0447
O-xilena	0,0030	704522,3713	2113,5671
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		<b>704522,3713</b>

#### I. Tahap *Pre-treatment*

##### I.1 Tangki Penyimpan (F-110)

**Tabel III.2** Neraca Massa Tangki Penyimpan

Komponen	<i>Fresh</i> Toluena	Aliran <1>
	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)
<i>Fresh</i> Toluena	697477,1476	7581,2733
p-xilena	3522,6119	33,2322
m-xilena	1409,0447	13,2929
o-xilena	2113,5671	19,9393
<b>Total</b>	<b>704522,3713</b>	<b>7647,7377</b>

**I.2 Tee (T-01)****Tabel III.3** Neraca Massa Tee 1 (T-01)

Komponen	Masuk		Keluar
	Aliran <1>	Aliran <16>	Aliran <2>
	Massa	Massa	Massa
Toluena	697477,1476	420157,0398	1117634,1873
p-xilena	3522,6119	421,1256	3943,7375
m-xilena	1409,0447	0,0000	1409,0447
o-xilena	2113,5671	0,0000	2113,5671
benzena	0,0000	547,4633	547,4633
Total	704522,3713	421125,6287	1125648,0000
	1125648,0000		

**I.3 Tee (T-02)****Tabel III.4** Neraca Massa Tee (T-02)

Komponen	Masuk		Keluar
	Aliran <3>	Aliran <6>	Aliran <4>
	Massa	Massa	Massa
Toluena	1117634,1873	0	1117634,1873
p-xilena	3943,7375	0	3943,7375
m-xilena	1409,0447	0	1409,0447
o-xilena	2113,5671	0	2113,5671
benzena	547,4633	0	547,4633
Hidrogen	0,0000	1125648	1125648,0000
Total	1125648	1125648	2251296,0000
	2251296,0000		



## II. Tahap Disproporsionasi Toluena

### II.1 Reaktor (R-210)

**Tabel III.5** Neraca Massa Reaktor

Komposisi	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)
	Aliran <4>	Aliran <5>
Toluena	1117634,1873	438550,7140
p-xilena	3943,7375	196971,3098
m-xilena	1409,0447	78620,0737
o-xilena	2113,5671	117930,1105
benzena	547,4633	288419,8053
hidrogen	1125648,0000	1125648,0000
Etil benzena	0,0000	5155,9867
<b>Total</b>	<b>2251296,0000</b>	<b>2251296,0000</b>

### II.2 Flash tank (H-220)

**Tabel III.6** Neraca Massa *Flash tank*

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <5>	Aliran <6>	Aliran <7>
	MD	ME	MF
Toluena	438550,7140	0,0000	424034,5732
p-xilena	196971,3098	0,0000	404326,8194
m-xilena	78620,0737	0,0000	37581,6595
o-xilena	117930,1105	0,0000	11663,2736
benzena	288419,8053	0,0000	248889,8582
Hidrogen	1125648,0000	1125648	0,0000
Etil benzena	5155,9867	0,0000	15551,0315
<b>Total</b>	<b>2251296,0000</b>	<b>1125648</b>	<b>1125648</b>
		<b>2251296,0000</b>	



### III. Tahap Pemisahan Benzena dan Xilena

#### III.1 Kolom Distilasi Benzena (D-310)

Tabel III.7 Neraca Massa Kolom Distilasi Benzena

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <7>	Aliran <8>	Aliran <11>
	Feed	Distilat	Bottom
Toluena	438550,7140	2192,7536	436357,9604
p-xilena	196971,3098	984,8565	195986,4533
m-xilena	78620,0737	393,1004	78226,9733
o-xilena	117930,1105	589,6506	117340,4599
benzena	288419,8053	1442,0990	286977,7063
Etil benzena	5155,9867	25,7799	5130,2068
Total	1125648,0000	5628,2400	1120019,7600
		1125648,0000	

#### III.2 Akumulator Kolom Distilasi Benzena

Tabel III.8 Neraca Massa Akumulator (A-314)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <8>	Aliran <9>	Aliran <10>
	Massa	Massa	Massa
Toluena	8331,968106	6211,79524	2120,172866
p-xilena	0	0	0
m-xilena	0	0	0
o-xilena	0	0	0
benzena	973210,1007	725564,6919	247645,4089
Etil benzena	0	0	0
Total	981542,0689	731776,4871	249765,5817
		981542,0689	





### III.3 Reboiler (E-316)

**Tabel III.9** Neraca Massa Reboiler (E-316)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <11>	Aliran <12>	Aliran <13>
	MK	ML	MH
Toluena	886710,5544	464796,1541	421914,4003
p-xilena	849747,8586	445421,0392	404326,8194
m-xilena	78982,9740	41401,3145	37581,6595
o-xilena	24511,9575	12848,6838	11663,2736
benzena	2615,3796	1370,9303	1244,4493
Etil benzena	29959,0591	15703,9469	14255,1122
Total	<b>1872527,783</b>	<b>981542,07</b>	<b>890985,7143</b>
		<b>1872527,783</b>	

### III.4 Kolom Distilasi Toluena (D-320)

**Tabel III.10** Neraca Massa Kolom Distilasi Toluena

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <13>	Aliran <14>	Aliran <17>
	MF	MD	MW
toluena	421914,4003	420943,9972	970,4031
p-xilena	404326,8194	404,3268	403922,4926
m-xilena	37581,6595	0,0000	37581,6595
o-xilena	11663,2736	0,0000	11663,2736
benzena	1244,4493	1,6178	1242,8315
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	14255,1122	0,0000	14255,1122
Total	<b>890985,7143</b>	<b>421349,9418</b>	<b>469635,7726</b>
		<b>890985,7143</b>	

**III.5 Akumulator Kolom Distilasi Toluena****Tabel III.11 Neraca Massa Akumulator (A-322)**

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <14>	Aliran <15>	Aliran <16>
	Massa	Massa	Massa
Toluena	1500601,1155	1080220,2785	420380,8369
p-xilena	1504,0605	1082,7105	421,3499
m-xilena	0,0000	0,0000	0,0000
o-xilena	0,0000	0,0000	0,0000
benzena	1955,2786	1407,5237	547,7549
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1504060,4545	1082710,5127	421349,9418
		1504060,4545	

**III.6 Reboiler (E-324)****Tabel III.12 Neraca Massa Reboiler (E-324)**

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <17>	Aliran <18>	Aliran <19>
	M(14)	ML	MH
Toluena	4078,2263	3107,8232	970,4031
p-xilena	1697528,9069	1293606,4143	403922,4926
m-xilena	157941,0767	120359,4172	37581,6595
o-xilena	49016,1962	37352,9226	11663,2736
benzena	5223,1367	3980,3052	1242,8315
Etil benzena	59908,6842	45653,5720	14255,1122
Total	1973696,2271	1504060,4545	469635,7726
		1973696,2271	



#### IV. Tahap Pemurnian

##### IV.1 Crystallizer (X-410)

**Tabel III.13** Neraca Massa *Crystallizer*

komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
	Aliran <19>	Liquid	Kristal
	Massa	Massa	Massa
Toluena	970,4031	970,4031	0,0000
p-xilena	403922,4926	4039,2249	399883,2676
m-xilena	37581,6595	37581,6595	0,0000
o-xilena	11663,2736	11546,6409	116,6327
benzena	1242,8315	1242,8315	0,0000
Etil benzena	14255,1122	14255,1122	0,0000
Total	<b>469635,7726</b>	69635,8722	399999,9004
		<b>469635,7726</b>	

##### IV.2 Centrifuge (H-413)

**Tabel III.14** Neraca Massa *Centrifuge*

komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
	Aliran <19>	Aliran <20>	Aliran <21>
	Massa	Massa	Massa
Toluena	970,4031	970,4031	0,0000
p-xilena	403922,4926	4039,2249	399883,2676
m-xilena	37581,6595	37581,6595	0,0000
o-xilena	11663,2736	11546,6409	116,6327
benzena	1242,8315	1242,8315	0,0000
Etil benzena	14255,1122	14255,1122	0,0000
Total	<b>469635,7726</b>	69635,8722	399999,9004
		<b>469635,7726</b>	



Halaman ini sengaja dikosongkan

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas = 120.000 ton P-xilena/tahun  
 = 400 ton P-xilena/hari  
 = 400.000 kg P-xilena/hari  
 Waktu Operasi = 300 hari/tahun ; 24 jam/hari  
 Satuan Panas = kkal  
 Basis Waktu = 1 hari  
 Suhu Referensi = 25 °C = 298 °K

### I. Tahap *Pre-treatment*

#### I.1 Mixer 1 (M-01)

**Tabel IV.1** Neraca Panas Mixer 1 (M-01)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>1</sub>	1433615,3	H <sub>2</sub>	17167858
H <sub>16</sub>	15734242,7		
<b>Total</b>	<b>17167858</b>	<b>Total</b>	<b>17167858</b>

#### I.2 Vaporizer (V-120)

**Tabel IV.2** Neraca Panas Vaporizer (V-120)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>2</sub>	17167858	H <sub>3</sub>	129803203
Q supply	118563521	Q loss	5928176
<b>Total</b>	<b>135731379</b>	<b>Total</b>	<b>135731379</b>

#### I.3 Mixer 2 (M-02)

**Tabel IV.3** Neraca Panas Mixer 2 (M-02)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
407363131	33901241	H <sub>5</sub>	407363131
	373461890		



<b>Total</b>	<b>407363131</b>	<b>Total</b>	<b>407363131</b>
--------------	------------------	--------------	------------------

#### I.4 Heater (E-113)

**Tabel IV.5** Neraca Panas Cooler (E-114)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>9</sub>	38683119,21	H <sub>10</sub>	94841960,03
Q <sub>supply</sub>	59114569,28	Q <sub>loss</sub>	2955728,464
<b>Total</b>	<b>97797688,49</b>	<b>Total</b>	<b>97797688,49</b>

### II. Tahap Disproporsionasi Toluena

#### II.1 Reaktor (R-210)

**Tabel IV.6** Neraca Panas Reaktor (R-210)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>11</sub>	983891027,5	H <sub>12</sub>	983891027,5
Q <sub>serap</sub>	-57856509,46	H <sub>rx</sub> 25°C	-57856509,46
<b>Total</b>	<b>926034518</b>	<b>Total</b>	<b>926034518</b>

#### II.2 Cooler (E-211)

**Tabel IV.7** Neraca Panas Cooler (E-211)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>13</sub>	862380663,3	H <sub>14</sub>	16844504,08
		Q <sub>serap</sub>	845536159,2
<b>Total</b>	<b>862380663,3</b>	<b>Total</b>	<b>862380663,3</b>



### III. Tahap Pemisahan Benzena dan Xilena

#### III.1 Heater (E-312)

**Tabel IV.9** Neraca Panas Heater (E-312)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>17</sub>	20627204,28	H <sub>18</sub>	33174402,63
Qsupply	13207577,21	Q loss	660378,8605
<b>Total</b>	<b>33834781,49</b>	<b>Total</b>	<b>33834781,49</b>

#### III.2 Kolom Benzena (D-310)

**Tabel IV.10** Neraca Panas Kolom Benzena (D-310)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>19</sub>	33468059,71	H <sub>20</sub>	3766988,49
Qr	21689541,86	H <sub>21</sub>	30844289,25
		Qc	19461846,73
		Q loss	1084477,09
<b>Total</b>	<b>55157601,57</b>	<b>Total</b>	<b>55157601,57</b>

#### III.3 Kolom Toluena (D-320)

**Tabel IV.11** Neraca Panas Kolom Toluena (D-320)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>22</sub>	30844289,25	H <sub>23</sub>	122680,65
Qr	-31857023,1	H <sub>24</sub>	117233,86
		Qc	340202,79
		Q loss	-1592851,15
<b>Total</b>	<b>1012733,85</b>	<b>Total</b>	<b>1012733,85</b>

**IV. Tahap Pemurnian P-xilena****IV.1 Cooler (E-412)****Tabel IV.12** Neraca Panas Cooler (E-412)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>25</sub>	33913646,74	H <sub>26</sub> Q serap	4552856,237 29360790,5
<b>Total</b>	<b>33913646,74</b>	<b>Total</b>	<b>33913646,74</b>

**IV.2 Kristalizer (X-410)****Tabel IV.13** Neraca Panas Kristalizer (X-410)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>27</sub>	1951547,576	H <sub>28</sub> Qc	-1999583,625 3951131,201
<b>Total</b>	<b>1951547,576</b>	<b>Total</b>	<b>1951547,576</b>

**IV.4 Cooler (E-415)****Tabel IV.12** Neraca Panas Cooler (E-416)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H <sub>31</sub>	6009124,573	H <sub>32</sub> Q serap	524128,0263 5484996,547
<b>Total</b>	<b>6009124,573</b>	<b>Total</b>	<b>6009124,573</b>



## BAB V

### SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas Produksi	= 120.000 ton/tahun
Waktu Operasi	= 24 jam/hari; 300 hari/tahun
Satuan massa	= kilogram
Satuan Panas	= kilokalori

#### 1. FEED TANK (F-111)

Fungsi	: untuk menyimpan bahan baku <i>fresh</i> toluena yang akan digunakan dalam proses
Kondisi operasi	: T (30°C) P (1 atm)
Tipe tangki	: Cylindrical-Conical Roof-Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	: 1 (satu)
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	: 5737,10579 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 48 ft
Diameter Tangki	: 80 ft
Tebal Shell per Course	
Course 1	: 0,9558 in
Course 2	: 0,8144 in
Course 3	: 0,6730 in
Course 4	: 0,5315 in
Course 5	: 0,1471 in
Course 6	: 0,1412 in
Tinggi Head Tangki	: 7,5581 ft
Tebal Head Tangki	: 0,9924 in
Diameter Pipa (Inlet)	: 16 in, Sch No. 30
Diameter Pipa (Outlet)	: 5 in, Sch No. 80

**2. Toluena Feed Pump (L-111)**

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku toluena ke vaporizer
Tipe Pompa	: Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	: 0,6177 cuft/s
Total Head	: 11,6755 ft.lbf/lbm
Power Pompa	: 1,204 HP
Ukuran Pipa	
D Nominal	: 6 in
ID	: 5,761 in
OD	: 6,625 in
Schedule No.	: 80
Bahan	: Commercial Steel
Power Motor	: 1,50 HP

**3. VAPORIZER (V-120)**

Fungsi	: Untuk mengubah fase toluena dari liquid menjadi gas
Type	: 1-2 Sheel and tube Heat Exchanger
Jumlah	: 1 (satu)

**Shell Side:**

Inside Diameter	: 13,3 in
Passes	: 1

**Tube Side:**

Number and Length	: 232, 16'0"
Outside Diameter	: 1 in
BWG	: 14 BWG
Pitch	: 1,25
Passes	: 2

**4. KOMPRESSOR (G-112)**

Fungsi	: Untuk menaikkan tekanan feed reaktor dari 1 atm ke 30 atm
Type	: <i>Centrifugal Compressor (3 stage)</i>
Bahan	: <i>Cast Steel</i>




---

*BAB V Spesifikasi Alat*


---

Tekanan stage 1	: 14,7 psi
Tekanan stage 2	: 46,18 psi
Tekanan stage 3	: 441 psi
Power	: 418,67 HP
Jumlah	: 2

### 5. REAKTOR (R-210)

Fungsi	: Terjadinya reaksi Disproporsionasi Toluena
Type	: tubular reactor
Kapasitas	: 32,5 M <sup>3</sup>
Bahan konstruksi	: Low alloy steel SA-302 Grade B
Tipe Sambungan	: Double Welded but joint
Jenis tutup	: Elliptical Welded But Joint
Tinggi Reaktor	: 5,491
Tebal Reaktor	: 2 in
Tebal Tutup	: 2 in
Jumlah	: 1 buah

### 6. FLASH TANK (H-220)

Fungsi	: Memisahkan produk reaktor antara gas Hidrogen dengan campuran mixedxilena
Type	: Silinder vertikal berbentuk
Kapasitas tangki	: 1122,73 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	: 7,2154 m
Tinggi tangki	: 2,7222 m
Bahan konstruksi	: Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	: Campuran Vapor (top) - Liquid (bottom)
Tekanan	: 6 atm
Suhu	: 75°C

### 7. KOLOM DESTILASI (D-310)

Fungsi	: untuk memisahkan benzena dengan campuran toluena dan xilena.
Kondisi Operasi	: P (1 atm)



	T (105°C)
Type	: Sieve ( <i>Perforated</i> ) Tray Colomn
Jumlah Tray	: 37 Tray
Tray Spacing	: 2,3333 ft
Active area	: 34,1421 sq.ft
Area of holes	: 3,4142 sq.ft
Area downcomer	: 3,7936 sq.ft
A <sub>h</sub> /A	: 0,09
A <sub>d</sub> /A	: 0,1
A <sub>h</sub> /A <sub>A</sub>	: 0,1
d <sub>h</sub>	: 0,25 in
I <sub>w</sub>	: 61,0428 in
h <sub>w</sub>	: 1,5 in

#### *Design vessel*

Type vessel	: Tall vertical vessel
Bahan konstruksi	: SA 285 grade A
Kapasitas vessel	: 9116,80 bbl
Diameter vessel	: 35 ft
Tinggi vessel	: 56 ft

#### *Spesifikasi shell*

Tebal shell	: 0,83661 in
Type Head	: Torispherical Dishead Head
Tebal Head	: 0,13 in
Tinggi Head	: 9,25 in

### **8. KOLOM DISTILASI (D-320)**

Fungsi	: untuk memisahkan toluena dengan campuran xilena.
Kondisi Operasi	: P (1 atm) T (120°C)
Type	: Sieve ( <i>Perforated</i> ) Tray Colomn
Jumlah Tray	: 50 Tray
Tray Spacing	: 2 ft
Active area	: 44,8560 sq.ft



### *BAB V Spesifikasi Alat*

---

Area of holes	: 4,4856 sq.ft
Area downcomer	: 4,9840 sq.ft
A <sub>h</sub> /A	: 0,09
A <sub>d</sub> /A	: 0,1
A <sub>h</sub> /A <sub>A</sub>	: 0,1
d <sub>h</sub>	: 0,25 in
I <sub>w</sub>	: 69,7632 in
h <sub>w</sub>	: 1,5 in

#### *Design vessel*

Tipe vessel	: <i>Tall vertical vessel</i>
Bahan konstruksi	: SA 285 grade A
Kapasitas vessel	: 9395,44 bbl
Diameter vessel	: 35 ft
Tinggi vessel	: 56 ft

#### *Spesifikasi shell*

Tebal shell	: 0,8366 in
Tipe Head	: <i>Torispherical Dishead Head</i>
Tebal Head	: 0,13 in
Tinggi Head	: 9,25 in

## **9. KRISTALIZER (X-410)**

Fungsi	: untuk memisahkan p-xilena dengan isomer xilena yang lain berdasarkan titik bekunya.
Kondisi Operasi	: P (1 atm) T (4°C)
Type	: <i>Swenson Crystallizer with agitated</i>
Bahan	: Cast Steel
Kecepatan	: 7 rpm
Jumlah	: 1

## **10. CENTRIFUGE (H-413)**

Fungsi	: untuk memisahkan p-xilena dengan filtratnya
--------	---



---

---

Type	: <i>Nozzle Discharge</i>
Type	: Nozzle Discharge
Kapasitas	: 10-40 gpm
Power motor	: 20 hp
Jumlah	: 3

### **11. BENZENE STORAGE TANK (F-420)**

Fungsi	: untuk menyimpan produk benzena.
Kondisi operasi	: T (30°C) dan P (1 atm)
Tipe tangki	: Cylindrical-Conical Roof–Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	: 1 (satu)
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	: 2017,0606 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 40 ft
Diameter Tangki	: 50 ft
Tebal Shell per Course	
Course 1	: 0,1609 in
Course 2	: 0,1538 in
Course 3	: 0,1464 in
Course 4	: 0,1389 in
Course 5	: 0,1315 in
Tinggi Head Tangki	: 2,9368 ft
Tebal Head Tangki	: 0,6081 in
Diameter Pipa (Inlet)	: 16 in, Sch No. 30
Diameter Pipa (Outlet)	: 5 in, Sch No. 80

### **12. P-XYLENE STORAGE TANK (F-430)**

Fungsi	: untuk menyimpan produk p-xilena
Kondisi operasi	: T (30°C) dan P (1 atm)
Tipe tangki	: Cylindrical-Conical Roof–Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	: 1 (satu)




---

*BAB V Spesifikasi Alat*


---

Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	: 2047,7254 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 16 ft
Diameter Tangki	: 80 ft
Tebal Shell per Course	
Course 1	: 0,1471 in
Course 2	: 0,1352 in
Tinggi Head Tangki	: 2,9368 ft
Tebal Head Tangki	: 0,6081 in
Diameter Pipa (Inlet)	: 16 in, Sch No. 30
Diameter Pipa (Outlet)	: 5 in, Sch No. 80

### 13. BUCKET ELEVATOR (L-414)

Fungsi	: Memindahkan kristal p-xilena ke tanki Penyimpanan p-xilena
Kapasitas maks.	: 14 ton/jam
Tinggi	: 25 ft
Kecepatan Bucket	: 225 ft/min
<i>Bucket spacing</i>	: 12 mm
<i>Ukuran Bucket</i>	: 6x4x4 1/4 - 12 mm
Putaran <i>head shaft</i>	: 43 r/min
Diameter <i>shaft</i>	
<i>Head</i>	: 1 15/16
<i>Tail</i>	: 1 11/16
Diameter <i>pully</i>	
<i>Head</i>	: 20
<i>Tail</i>	: 14
Jumlah	: 1



Halaman ini sengaja dikosongkan



## **BAB VI UTILITAS**

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik p-xilena dari toluena dan hidrogen dengan proses disproporsionasi toluena ini antara lain :

### **1. Air**

Air dari pabrik p-xilena dari toluena dan hidrogen dengan proses disproporsionasi toluena ini digunakan sebagai air pendingin, air sanitasi, dan air umpan boiler.

### **2. Steam**

Steam dihasilkan dari unit boiler dan digunakan untuk proses produksi sebagai pemanas.

### **3. Bahan bakar**

Bahan bakar diperlukan pada unit boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar solar.

### **4. Listrik**

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan.

## **VI.1 AIR**

Dalam suatu industri air digunakan untuk bermacam-macam keperluan. Adapun kegunaan air dalam pabrik ini adalah :

### **1. Untuk air sanitasi**

Air sanitasi didalam suatu pabrik biasanya digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang ditentukan sebagai berikut :

- Syarat fisik :
  - Suhu di bawah suhu udara
  - Warna jernih



- Tidak berasa
- Kekeruhan = 1 mg  $\text{SiO}_3/\text{lt}$
- Syarat kimia :
  - pH = 6,5 – 8,5
  - Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
  - Tidak mengandung zat-zat beracun
  - Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg
- Syarat Biologi :
  - Tidak mengandung kuman dan bakteri, terutama bakteri patogen
  - Bakteri *Echerichia Coli* kurang dari 1/100 ml.

## 2. Untuk air pendingin

Sebagian besar air digunakan sebagai air pendingin karena dipengaruhi oleh faktor- faktor sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dijernihkan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur dingin
- Tidak terdekomposisi

Syarat air pendingin tidak boleh mengandung :

- Hardness  
Dapat memberikan kecenderungan membentuk kerak pada alat-alat proses.
- Besi  
Dapat menyebabkan korosi pada alat.
- Silika  
Dapat menyebabkan pembentukan kerak.
- Minyak  
Dapat menyebabkan terganggunya film corosion pada inhibitor, menurunkan heat transfer dan memicu



pertumbuhan mikroorganisme.

### 3. Untuk air umpan boiler

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, dimana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan, walaupun air terlihat bening atau jernih, namun pada umumnya masih mengandung larutan garam dan asam yang dapat merusak peralatan boiler. Ada

a. Zat-zat yang menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air umpan boiler yang mengandung larutan asam, seperti  $\text{NH}_3$

b. Zat-zat yang menyebabkan kerak

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu yang tinggi. Kesadahan dapat disebabkan adanya garam-garam karbonat dan silica.

Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- pH = 8,5 – 9,5
- Hardness = 1 ppm sebagai  $\text{CaCO}_3$
- $\text{O}_2$  terlarut = 0,02 ppm
- $\text{CO}_2$  terlarut = 25 ppm
- $\text{Fe}^{3+}$  = 0,05 ppm
- $\text{Ca}^{2+}$  = 0,01 ppm
- $\text{SiO}_2$  = 0,1 ppm
- $\text{Cl}_2$  = 4,2 ppm

Sebelum dari unit pengolahan, air ini digunakan sebagai air umpan boiler, yang terlebih dahulu dilakukan pelunakan air. Tujuannya adalah untuk menghilangkan ion  $\text{Mg}^{2+}$  dan  $\text{Ca}^{2+}$  yang dapat menyebabkan pembentukan kerak. Kerak akan menghalangi proses perpindahan panas sehingga menyebabkan over-heating yang memusat dan dapat menyebabkan pecahnya pipa.

Sumber air yang digunakan dalam pabrik p-xilena ini adalah dari sungai Cibanten. Berikut adalah parameter fisika sungai Cibanten.

**Tabel 6.1** Parameter Fisika

Daerah	Suhu ( $^{\circ}\text{C}$ )	TSS	TDS	Lapisan Minyak
Sungai Cianten	32.35	73	197	-

**Tabel 6.2** Parameter Kimia

Parameter	Satuan	Sungai Cianten	Baku Mutu
$\text{NO}_3$	(mg/l)	0,01-8,1	10
$\text{NO}_2$	(mg/l)	0,01-0,38	0,05
$\text{PO}_4^{3-}$	(mg/l)	0,03-1	0,159
BOD	(mg/l)	8,4	6
COD	(mg/l)	34,5	50
DO	(mg/l)	3,8	>3
pH	-	6,2-7	6-9

(Sumber : Strategi Pengelolaan Sungai Berdasarkan Daya Tampung Beban Pencemaran dan Kapasitas Asimilasi, 2014).

## PROSES PENGOLAHAN AIR

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya :

### 1. Pengolahan secara fisika

Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara penyaringan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya difilter untuk mengurangi kotoran yang terapung seperti sampah plastik, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak skimming, sehingga kotoran-kotoran seperti pasir akan mengendap, sedangkan air secara overflow dari skimming dialirkan ke bak koagulasi dan flokulasi.

### 2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan. Dalam bak koagulasi



ditambahkan bahan kimia yaitu  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  / tawas dan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai. Penambahan bahan yang tersuspensi dalam air misalnya  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang bertujuan untuk membentuk koagulan serta mengurangi hardness. Pada bak koagulasi dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) selama 1-5 menit, pengadukan cepat agar air dapat bercampur dengan koagulan hingga merata. Kemudian dilanjutkan dengan pengadukan lambat untuk memperbesar flok-flok sehingga menjadi lebih berat dan lebih cepat mengendap ke bagian bawah. Pengadukan lambat (5-8 rpm) selama 20-40 menit pada bak flokulasi.

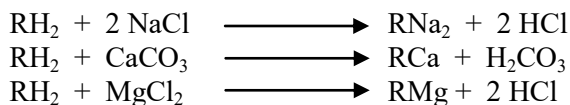
Dari bak flokulator air dipompa menuju ke *clarifier* untuk dilakukan proses sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada *clarifier* kemudian air dipompa untuk ditampung pada bak penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan kemudian dipompa menuju ke dalam sand filter untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem pressure. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih kemudian ditambahkan desinfektan (kaporit/ $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ ) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan selanjutnya dipompa dan ditampung dalam bak air sanitasi. Air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya.

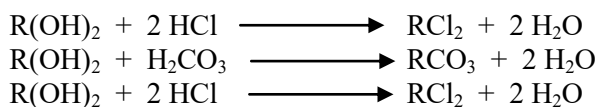


Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa.

Untuk mendapatkan air umpan boiler, air bersih sebelum digunakan memerlukan tambahan pengolahan air. Pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan menggunakan ion exchanger untuk menghilangkan kesadahan yang terkandung dalam air. Mula-mula air bersih dari bak penampungan air bersih dipompa kemudian dilewatkan pada kation exchanger untuk penyaringan ion-ion (+) dimana ion-ion yang dapat menyebabkan terjadinya kerak pada sistem perpipaan terutama pada peralatan pabrik dengan menggunakan resin  $RH_2$ . Reaksi pada Kation Exchanger :



Setelah dari kation exchanger, air bersih dipompa kemudian dilewatkan pada anion exchanger. Unit ini berfungsi untuk mengikat ion – ion negatif yang terkandung di dalam air dengan menggunakan resin  $R(OH)_2$ , serta menghilangkan kandungan asam yang terkandung pada air yang dapat menyebabkan korosi pada peralatan. Reaksi pada Anion Exchanger:



Air yang keluar dari Anion Exchanger kemudian didistribusikan ke bak air umpan boiler yang bebas dari ion-ion kesadahan yang mengganggu.



## VI.2 STEAM

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. Steam digunakan sebagai media pemanas. Steam yang digunakan dalam pabrik ini *saturated steam*.

**Tabel 6.3** Kebutuhan Steam Sebagai Media Pemanas

No.	Nama Alat	Jumlah (Kg/hari)
1.	Vaporizer (V-120)	234631,6
2.	Heater (E-113 dan E-312)	215375,8
3.	Reboiler (E-316 dan E-324)	159460,7
<b>Jumlah</b>		<b>609468,1</b>

## VI.3 LISTRIK

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik p-xilena ini diperoleh dari dua sumber, yaitu:

- Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi. Daya yang dihasilkan dari PLTD ini sebesar 250 kVA, 50 Hz.
- Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari p-xilena. Daya yang diperoleh dari PLN sebesar 2,8 kVA dimana pemakaiannya diturunkan 380 Volt dengan menggunakan trafo step down.

## VI.4 PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR

### a. Air Sanitasi

Menurut Metcalf et. Al (1991) kebutuhan air domestik untuk tiap orang adalah 40-100 liter per hari, untuk keperluan sanitasi diperlukan  $0,1 \text{ m}^3/\text{hari}$  untuk setiap karyawan (diambil 100 liter per hari).



$$\begin{aligned}\text{Untuk 300 Orang karyawan} &= 30 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 1,25 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Asumsi kebutuhan air sanitasi pada laboratorium dan taman pabrik sekitar 20% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

$$\text{Maka} = 0,2 \times 1,25 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,25 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga kebutuhan air sanitasi keseluruhan} &= 1,25 + 0,25 \\ &= 1,50 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

### b. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik p-xilena dari toluena dan hidrogen dengan proses disproporsionasi sebagai berikut :

**Tabel 6.4 Kebutuhan Air Sebagai Media Pendingin**

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/hari)
1	Cooler (E-211; E-412 ; E-415)	7358743,231
2	Reaktor (R-210)	483598,2827
3	Condenser (E-313 ; E-321)	165520,6789
	<b>Jumlah</b>	<b>8007862,193</b>

$$\begin{aligned}\text{Densitas air pada suhu } 30^\circ\text{C} &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \\ &(\text{Geankoplis, 2003})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air pendingin} &= \frac{8007862,193 \text{ kg/hari}}{995,68} \\ &= 8042,6062 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 335,1085 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air make up} &= 10\% \times \text{kebutuhan air pendingin} \\ &= 10\% \times 335,1085 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 33,51 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

### c. Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler pada pabrik p-xilena dari toluena dan hidrogen dengan proses disproporsionasi sebagai berikut :



**Tabel 6.5** Kebutuhan Air Umpan Boiler

No.	Nama Alat	Jumlah (Kg/hari)
1.	Vaporizer (V-120)	234631,6
2.	Heater (E-113 dan E-312)	215375,8
3.	Reboiler (E-316 dan E-324)	159460,7
<b>Jumlah</b>		<b>609468,1</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air make up} &= 20\% \times \text{kebutuhan air umpan boiler} \\
 &= 20\% \times 609468,1 \text{ kg/hari} \\
 &= 121893,62 \text{ kg/hari} \\
 &= 5078,9 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas air pada suhu } 30^{\circ}\text{C} &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \\
 &\text{(Geankoplis, 2003)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air umpan boiler} &= \frac{5078,9 \text{ kg/jam}}{995,68} \\
 &= 5,1 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah kebutuhan air (dengan resirkulasi) adalah

$$\begin{aligned}
 - \text{ Air sanitasi} &= 1,50 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 - \text{ Air boiler} &= 5,1 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 - \text{ Air pendingin} &= 33,51 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \hline
 \text{Total} &= 40,11 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$



Halaman ini sengaja dikosongkan

## **BAB VII**

### **KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA**

#### **VII. 1. Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum**

Keselamatan kerja adalah segala upaya atau pemikiran yang ditujukan untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja khususnya dan manusia pada umumnya. Pada pabrik p-xilena dari toluena dan hidrogen dengan proses disproporsionasi toluena ini kesehatan dan keselamatan kerja merupakan bagian yang mendapat perhatian khusus, oleh karena itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari dan menimbulkan terjadinya kecelakaan kerja serta untuk meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan.

Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja ditinjau dari berbagai pendekatan, antara lain :

1. Pendekatan kemanusiaan  
Berupaya mencegah terjadinya penderitaan bagi tenaga kerja dan ikut serta menciptakan terwujudnya kesejahteraan hidup.
2. Pendekatan ekonomis
3. Berupaya meningkatkan keuntungan dengan menghindarkan kerugian bagi tenaga kerja dan perusahaan.
4. Pendekatan social  
Berupaya menghindarkan kerugian bagi masyarakat baik langsung maupun tidak langsung.

Menurut Undang-Undang No.13 Tahun 2013 disebutkan bahwa:

1. Setiap pekerja/buruh mempunyai hak untuk memperoleh perlindungan atas:
  - a. Keselamatan dan kesehatan kerja
  - b. Moral dan kesusilaan; dan



c. Perlakuan yang sesuai dengan harkat dan martabat manusia serta nilai-nilai agama.

2. Untuk melindungi keselamatan pekerja/buruh guna mewujudkan produktivitas kerja yang optimal diselenggarakan upaya keselamatan dan kesehatan kerja.

Menurut Undang-Undang No.40 tahun 2004, kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi dalam hubungan kerja, termasuk kecelakaan yang terjadi dalam perjalanan dari rumah menuju tempat kerja atau sebaliknya, dan penyakit yang disebabkan oleh lingkungan kerja. Adapun kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

Menurut Peraturan Pemerintah No.50 tahun 2012, tujuan dari adanya keselamatan dan kesehatan kerja (K3) antara lain:

1. Meningkatkan efektifitas perlindungan keselamatan dan kesehatan kerja yang terencana, terukur, terstruktur, dan terintegrasi.
2. Mencegah dan mengurangi kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja dengan melibatkan unsur manajemen, pekerja/buruh, dan/atau serikat pekerja/serikat buruh.
3. menciptakan tempat kerja yang aman, nyaman, dan efisien untuk mendorong produktivitas.

Kebijakan keselamatan kerja dimaksudkan untuk memperhatikan dan menjamin implementasi peraturan keselamatan dan kesehatan kerja serta lingkungan, dimana kebijakan-kebijakan K3 sebagai berikut:

- Peningkatan berkelanjutan



- Sesuai peraturan dan perundangan keselamatan dan kesehatan kerja yang berlaku di tempat kerja
- Mengkomunikasikan kepada seluruh tenaga kerja agar sadar dan mawas mengenai kewajiban keselamatan dan kesehatan pribadi
- Evaluasi berkala

## **VII.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja di Pabrik P-Xilena terdiri dari :**

Usaha untuk meningkatkan keselamatan dan kesehatan kerja di lokasi pabrik p-xilena, yaitu dengan diperhatikannya tindakan pencegahan terhadap tiga faktor utama penyebab kecelakaan tersebut, diantaranya:

### **1. Lingkungan Fisik**

Cara menanggulangi bahaya kecelakaan kerja yang ditimbulkan oleh lingkungan fisik dapat disesuaikan dengan jenis bahayanya, yaitu:

#### **1. Bahaya dalam proses *plant***

Dalam design proses harus diperhatikan *flammable* dan *Explosive*, desain peralatan harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang akan diolah maupun produk yang dihasilkan.

#### **2. Bahaya Kebocoran**

Kebocoran yang terjadi terutama pada sambungan pipa. Perpipaan diletakkan di atas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang dibawah tanah, maka harus dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainage* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah adanya bakteri yang dapat masuk kedalam bahan baku sehingga menurunkan kualitas dan kuantitas produk. Dan juga susunan *valve* dan perpipaan yang baik sangat membantu keselamatan kerja.

#### **3. Bahaya *thermis***

Peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi harus diberi isolasi, untuk menghindari terjadinya kecelakaan dan



menghindari kehilangan panas yang dibutuhkan alat tersebut. Untuk menghindari suhu ruangan yang terlalu tinggi maka perlu adanya ventilasi udara yang cukup pada ruangan tersebut, sebab bila suhu ruangan tinggi akan menimbulkan kondisi cepat lelah para pekerja dan dapat menurunkan efisiensi kerja.

#### 4. Bahaya kebakaran

Terjadinya kebakaran dapat disebabkan oleh:

- Kemungkinan nyala terbuka dari unit utilitas, laboratorium, dan lain-lain.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak.

Untuk mengatasi kemungkinan tersebut dilakukan :

- Melarang kegiatan merokok di daerah yang mudah terbakar
- Menempatkan alat pemadam kebakaran dan *hydrant* pada daerah rawan kebakaran.
- Pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi yang ada.

## 2. Manusia/Karyawan

Bahaya yang diakibatkan oleh manusia/karyawan dapat dicegah dengan beberapa cara, yaitu sebagai berikut:

1. Pada waktu *maintenance* ataupun pada waktu *shut down* para pekerja harus menggunakan alat pelindung diri, seperti helm, sarung tangan, masker dan lain sebagainya disesuaikan dengan kebutuhan.
2. Memberikan pengumuman-pengumuman penting yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja.
3. Pemberian pengarahan, training *Fire Fighting Brigade* (FFB) yang dilakukan 1 kali dalam seminggu untuk menangani bila sewaktu-waktu terjadi kebakaran dan bahan baku petunjuk keselamatan kerja tentang diri sendiri, bahan kimia dan lain-lain.



4. Memberikan dan mengawasi kelengkapan alat pelindung diri karyawan sebelum memasuki lokasi pabrik.
5. Adanya poliklinik mempunyai sarana yang dapat memadai dalam memberikan pertolongan darurat. Selain itu setiap karyawan harus memahami cara memberikan pertolongan pertama bila ada kecelakaan.

### **VII.3 Hal-hal yang Diperhatikan Tentang Kecelakaan Kerja**

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya-bahaya kebakaran, perusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan system ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

c. Alat-alat bergerak

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah.

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas



Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya : *Boiler, Cooler, Heater* dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan factor keselamatan harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peran penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruang tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Pipa-pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa – pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti belokan -U (*U-bed*), *tee*, juga pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindari peledakan yang diakibatkan oleh pemuainan pipa.

f. Sistem kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara listrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekering) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu-waktu terjadi hubungan





singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit-unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing-masing, juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan kerja (K-3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya atau larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

#### **VII.4 Sistem yang digunakan di pabrik p-xilena**

##### **1. Sistem alarm pabrik**

Sistem alarm dalam pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya. Sehingga apabila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera mengetahui.

##### **2. Sistem komunikasi**

Yaitu tersedianya alat komunikasi yang menghubungkan antar unit baik dengan sistem telepon maupun dengan sistem *wireless* yang diset berdasarkan tempat-tempat yang telah ditentukan untuk *start*, *stop*, dan *emergency* pengoperasian.

##### **3. Motor listrik**

Motor listrik berfungsi untuk melindungi dari kegagalan tenaga untuk sementara.

##### **4. Sistem Management**



Sistem manajemen mempunyai peran yang besar bagi karyawan dan staff ahli yang saling mendukung satu sama lain. Juga kedisiplinan di dalam menjalankan tugas untuk kerjasama dalam mencapai tujuan keselamatan dan kesehatan kerja.

Sistem *management* yang benar meliputi:

- Melaksanakan prosedur kerja dengan menggunakan buku pedoman Keselamatan Kerja.
- Pokok-pokok kebijaksanaan direksi dalam bidang K3.
- Membuat usaha-usaha untuk mengatasi bahaya yang mungkin timbul di tempat kerja.

### **5. Penggunaan Alat pelindung diri (APD)**

Menurut Undang-Undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.

Alat pelindung diri (APD) bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan.

Syarat-syarat Alat Pelindung Diri adalah:

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.
2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan-gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.



## VII.5 Keselamatan di Area Pabrik P-Xilena

### VII.5.1 Keselamatan Karyawan

- **Pada daerah Tangki Penampung**

Pada tangki penampung pada pabrik P-Xilena ini rata-rata pada kondisi temperatur kamar dan bertekanan atmosfer. Pada kawasan ini pekerja / karyawan diwajibkan menggunakan :

- Alat pelindung mata : *Welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi untuk pencegahan awal jika ada partikel-partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada tangki yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
- Alat pelindung tangan : Sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi tangan dari panas terutama saat pengambilan sampel)
- Alat pelindung kaki : Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki.
- Alat pelindung kepala : *Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki.
- Alat pelindung badan : *Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.

- **Pada daerah Perpompaan**

Pada daerah perpompaan ini pekerja / karyawan diwajibkan menggunakan :

- Alat pelindung mata : *Welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung pompa yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.



- Alat pelindung tangan : Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif).
- *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa.
- Alat pelindung kepala : *Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa.
- Alat pelindung badan : *Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.

#### ● Pada daerah Perpipaan

Pada kawasan perpipaan karyawan selain harus hati – hati dan selalu mengecek kondisi pipa dari bahaya kebocoran, maka ditambah lagi dengan pemakaian alat pelindung diri diantaranya :

- Alat pelindung tangan : Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda-benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi)
- Alat pelindung kaki : Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari percikan aliran panas/terlalu panasnya pipa atau larutan asam atau basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.
- Alat pelindung kepala : *Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa.
- Alat pelindung badan : *Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan



yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.

- **Pada daerah Reaktor, Vaporizer, dan Crystallizer**

Pada daerah reaktor, *vaporizer*, dan *crystallizer* ini karyawan diwajibkan menggunakan :

- Alat pelindung mata : *Welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi untuk pencegahan awal jika ada partikel – partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada tangki yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
- Alat pelindung tangan : Sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda-benda bersuhu tinggi).
- Alat pelindung kaki : Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik aliran panas atau terlalu panasnya tangki ketika terjadi reaksi dalam reaktor.
- Alat pelindung kepala : *Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras.
- Alat pelindung badan : *Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.
- Alat pelindung telinga : *Ear plug* (dapat menahan suara sampai 39dB) dan *ear muff* (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya.

- **Pada daerah *Flash Tank***

Pada kawasan ini, karyawan diwajibkan menggunakan :

- Alat pelindung mata : *Welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.



- Alat pelindung kaki : Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik aliran panas atau terlalu panasnya tangki .
- Alat pelindung kepala : *Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda-benda keras.
- Alat pelindung badan : *Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas
- Alat pelindung telinga : *Ear plug* (dapat menahan suara sampai 39dB) dan *ear muff* (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya.

#### ● Pada daerah Distilasi

Pada kawasan karakteristik dari bahan tersebut mudah terbakar dan karsinogenik maka karyawan diwajibkan menggunakan :

- Alat pelindung mata : *Welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
- Alat pelindung kaki : Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik aliran panas atau terlalu panasnya tangki .
- Alat pelindung kepala : *Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras.
- Alat pelindung badan : *Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.



- Alat pelindung telinga : *Ear plug* (dapat menahan suara sampai 39dB) dan *ear muff* (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya.

### VII.5.2 Keselamatan Pabrik

- a. Pada Tangki Penampung  
Pada tangki penampung, harus dilengkapi dengan system keamanan yang berupa :
  - Pemberian Label dan spesifikasi bahannya.
  - Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3
- b. Pada Pompa  
Pada pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.
- c. Pada Sistem Perpipaan  
Pada sistem perpipaan digunakan pengecatan secara berbeda pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa yang sudah dicat warna merah , sedangkan aliran fluida dingin digunakan warna biru, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.
- d. Pada *Heat Exchanger*  
Pada area *Heat Exchanger* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada Boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.
- e. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan
  - Disediakan jalan diantara plant-plant yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal : kebakaran)
  - Disediakan hydrant disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi atau pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran/ peledakan.



- Memasang alarm disetiap *plant* (unit) dan kantor sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat.
- Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.
- Disediakan *assembly point*, tempat lapang dimana dapat menampung karyawan ketika terjadi suatu kecelakaan/kebakaran saat *running*.



## **BAB VIII INSTRUMENTASI**

### **VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri**

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1984*)

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

a. Penunjuk (*indicator*)

*Indicator* adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.

b. Pengirim (*Transmitter*)

Adalah satu elemen dari sistem pengendalian proses. Untuk mengukur besaran dari suatu proses digunakan alat ukur yang disebut sebagai sensor (bagian yang berhubungan langsung dengan medium yang diukur), dimana transmitter kemudian mengubah sinyal yang diterima dari sensor menjadi sinyal standart. Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal recorder, indicator atau alarm.

c. Pencatat (*Recorder*)

*Recorder* (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-



harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.

d. Pengatur (*Controller*)

*Controller* adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.

e. Katup pengatur (*Control valves*)

Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri adalah :

1. Pengatur suhu :

a. Temperatur Indikator ( TI )

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termometer , termokopel

b. Temperatur *Controller* (TC )

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

c. Temperature Indicator Controller (TIC)

Fungsi : mencatat dan mengendalikan temperatur operasi

2. Pengaturan Tekanan (*Pressure*) :

a. Pressure Indikator (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indikator antara lain : *pressure gauge*



- b. *Pressure Controlller (PC)*  
Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
  - c. *Pressure Indicator Controller (PIC)*  
Fungsi : mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan yang diminta
3. Pengatur aliran (*flow*) :
- a. *Flow Indicator Controller (FIC)*  
berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu
  - b. *Flow Indicator (FI)*  
berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan
  - c. *Flow Controller (FC)*  
berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan
  - d. *Flow Recorder (FR)*  
berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus
  - e. *Flow Recorder Control (FRC)*  
berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus-menerus.
4. Pengaturan tinggi permukaan (*level*) :
- a. *Level indicator (LI)*  
Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu vessel.
  - b. *Level Indicator Control (LIC)*  
Fungsi : sebagai alat penunjuk untuk mengetahui ketinggian fluida dan untuk mengendalikan atau mengatur level fluida agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.



Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik p-xilena ini, yaitu :

- Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- Suku cadang mudah diperoleh
- Mudah dalam pengoperasiannya
- Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

### VIII.2 Sistem Instrumentasi dalam Pabrik P-Xilena dari Toluena dan Hidrogen dengan Proses Disproporsionasi Toluena

Sistem instrumentasi yang dipasang dalam Pabrik P-Xilena dari Toluena dan Hidrogen dengan Proses Disproporsionasi Toluena adalah sebagai berikut :

**Tabel VIII.1.** Instrumentasi dalam Pabrik P-xilena

No.	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	Tangki Penyimpan Toluena	F-110	<i>Level indicator</i>
2.	<i>Vaporizer</i>	V-120	<i>Temperature controller</i>
3.	Reaktor	R-210	<i>Temperature controller</i>
4.	Kolom Benzena	D-310	<i>Temperature controller</i>
5.	Kolom Toluena	D-320	<i>Temperature controller</i>
6.	<i>Cooler</i>	E-211 E-412 E-415	<i>Temperatur controller</i>
7.	<i>Heater</i>	E-113 E-312	<i>Temperatur controller</i>
8.	<i>Crystallizer</i>	X-410	<i>Temperatur controller</i>

## **BAB IX**

### **PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA**

Menurut Undang-undang Republik Indonesia No.32 Tahun 2009 menjelaskan bahwa limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan. Bahan berbahaya dan beracun yang selanjutnya disingkat B3 adalah zat, energi, dan/atau komponen lain yang karena sifat, konsentrasi, dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusak lingkungan hidup, dan/atau membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, serta kelangsungan hidup manusia dan makhluk hidup lain. Limbah bahan berbahaya dan beracun, yang selanjutnya disebut Limbah B3, adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan yang mengandung B3. Pengelolaan limbah B3 adalah kegiatan yang meliputi pengurangan, penyimpanan, pengumpulan, pengangkutan, pemanfaatan, pengolahan, dan/atau penimbunan. Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu:

- *Reduce*, minimalisasi sampah dari sumber
- *Reuse*, memanfaatkan kembali limbah
- *Recovery*, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna.
- *Recycle*, melakukan pemrosesan sehingga menghasilkan produk lainnya

Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Faktor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik dari pencemar dan hal tersebut bergantung pada jenis dan konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, dan kondisi meteorologis lingkungan. Pada industri kimia umumnya menghasilkan 3 jenis limbah yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas.



Dalam Pabrik P-xilena, limbah yang dihasilkan dari proses produksi, yaitu :

1. Limbah Gas

Limbah gas yang dihasilkan dari pabrik p-xilena berasal dari gas sisa pembakaran pembangkit steam pada boiler di utilitas.

2. Limbah cair

Limbah cair yang dihasilkan dari pabrik p-xilena berasal dari limbah domestik, oli bekas pelumas dan air bekas *cooler* maupun *condenser*.

Penanganan limbah pada Pabrik P-Xilena

1. Limbah Gas

Sebagian jenis gas dapat dipandang sebagai pencemar udara terutama apabila konsentrasi gas tersebut melebihi tingkat konsentrasi normal. Senyawa pencemar udara itu digolongkan menjadi:

- a. Senyawa pencemar primer adalah senyawa pencemar yang langsung dibebaskan dari sumber.
- b. Senyawa pencemar sekunder adalah senyawa pencemar yang baru terbentuk akibat terjadinya reaksi antara dua atau lebih senyawa primer selama berada di atmosfer. Pengolahan limbah gas dilakukan di flare. Flare ini berfungsi untuk membakar gas sebelum dibuang ke atmosfer.

2. Limbah Cair

- Pengolahan limbah minyak pelumas bekas

Minyak pelumas yang telah terpakai untuk generator, pompa dan mesin lain dikumpulkan dan dijual kepada pengumpul pelumas bekas.

- Netralisasi

Netralisasi digunakan untuk mengolah air sanitasi dan air dari blowdown boiler. Hasil pengolahan ini diharapkan memenuhi baku mutu lingkungannya yaitu pH 6-7 dan COD <40 mg/L. pengolahan secara



netralisasi sebagai berikut pH dari limbah diukur dengan menggunakan converter. Jika pH berada pada rentang 6-9 maka air akan dibuang secara otomatis. Jika pH diluar rentang tersebut maka pH dilakukan injeksi bahan kimia.

- Jika  $\text{pH} > 9$ , maka diinjeksi HCl
- Jika  $\text{pH} < 6$ , maka diinjeksi NaOH

- *Final check water point*

Unit ini digunakan untuk memantau air buangan yang telah diolah lalu dibuang ke sungai dengan bantuan gravitasi.



Halaman ini sengaja dikosongkan



## APPENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas : 120000 ton p-xilena/tahun  
              : 400 ton p-xilena/hari  
Operasi : 300 hari /tahun, 24 jam/hari  
Satuan massa : kg  
Basis waktu : 1 hari

Untuk kapasitas 400 ton p-xilena/hari, dibutuhkan bahan baku Toluena sebanyak 704522 kg Toluena/hari atau 705 ton Toluena/hari dengan data komposisi Toluena sebagai berikut :

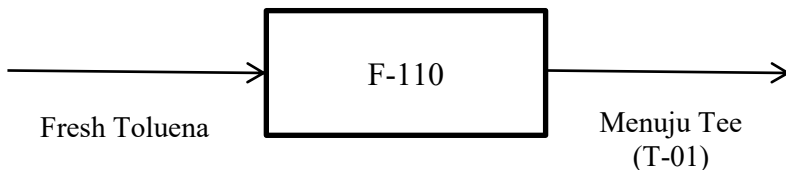
**Tabel A.1** Komposisi Feed

Komponen	Fraksi Massa	Bahan Baku	Massa
Toluena	0,9900	704522,3713	697477,1476
P-xilena	0,0050	704522,3713	3522,6119
M-xilena	0,0020	704522,3713	1409,0447
O-xilena	0,0030	704522,3713	2113,5671
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		<b>704522,3713</b>

### **I. Tahap *Pre-treatment***

#### **I.1 Tangki Penyimpan (F-110)**

Fungsi : Untuk menampung bahan baku awal (toluena) yang akan digunakan sebagai feed pada proses pembuatan p-xilena



**Tabel A.2** Komposisi Bahan Baku

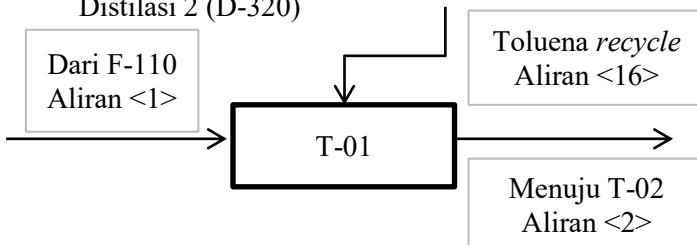
Komponen	Fraksi massa	Bahan Baku	Massa (kg/hari)	BM	Mol (kgmol/hari)
<i>Fresh</i> Toluena	0,99	704522,3713	697477,1476	92	7581,2733
p-xilena	0,005	704522,3713	3522,6119	106	33,2322
m-xilena	0,002	704522,3713	1409,0447	106	13,2929
o-xilena	0,003	704522,3713	2113,5671	106	19,9393
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>704522,3713</b>		<b>7647,7377</b>

**Tabel A.3** Neraca Massa Tangki Penyimpan

Komponen	Fresh Toluena		Menuju T-01	
	Fraksi massa	Massa (kg/hari)	Fraksi massa	Massa (kg/hari)
<i>Fresh</i> Toluena	0,99	697477,1476	0,99	697477,1476
p-xilena	0,005	3522,6119	0,005	3522,6119
m-xilena	0,002	1409,0447	0,002	1409,0447
o-xilena	0,003	2113,5671	0,003	2113,5671
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>704522,3713</b>	<b>1</b>	<b>704522,3713</b>

**I.2 Tee (T-01)**

Fungsi : Untuk mencampur *fresh* toluena dan *recycle* toluena dari Distilasi 2 (D-320)

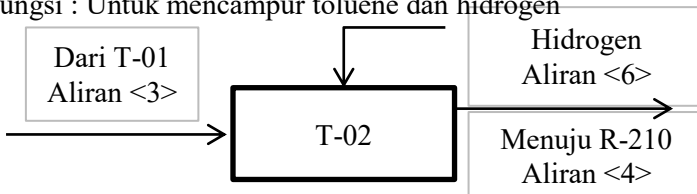


**Tabel A.4 Neraca Massa Tee (T-01)**

Komponen	Masuk				Keluar	
	Aliran <1>		Aliran <16>		Aliran <2>	
	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
Toluena	0,9900	697477,1476	0,9977	420157,0398	0,9858	1117634,1873
p-xilena	0,0050	3522,6119	0,0010	421,1256	0,0079	3943,7375
m-xilena	0,0020	1409,0447	0	0,0000	0,0020	1409,0447
o-xilena	0,0030	2113,5671	0	0,0000	0,0030	2113,5671
benzena	0,0000	0,0000	0,0013	547,4633	0,0013	547,4633
Total	1,0000	704522,3713	1,0000	421125,6287	1,0000	1125648,0000
	1125648,0000				1125648,0000	

**I.3 Tee (T-02)**

Fungsi : Untuk mencampur toluene dan hidrogen

**Tabel A.5 Neraca Massa Tee (T-02)**

Komponen	Masuk				Keluar	
	Aliran <3>		Aliran <6>		Aliran <4>	
	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
Toluena	0,9858	1117634,1873	0	0	0,4894	1117634,1873
p-xilena	0,0079	3943,7375	0	0	0,0036	3943,7375
m-xilena	0,0020	1409,0447	0	0	0,0010	1409,0447
o-xilena	0,0030	2113,5671	0	0	0,0015	2113,5671
benzena	0,0013	547,4633	0	0	0,0045	547,4633
Hidrogen	0,0000	0,0000	1	1125648	0,5000	1125648,0000
Total	1,0000	1125648	1,0000	1125648	1,0000	2251296,0000
	2251296,0000				2251296,0000	

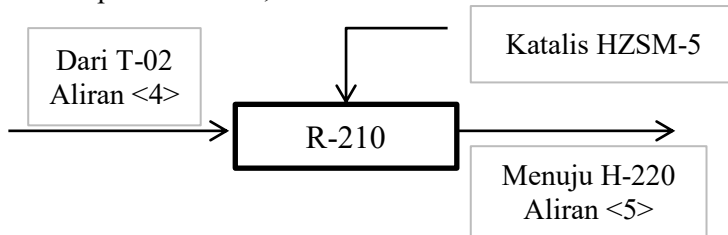
## II. Tahap Disproporsionasi Toluena

### II.1 Reaktor (R-210)

Fungsi : Untuk terjadinya proses disproporsionasi toluena dengan bantuan hidrogen dan katalis HZSM-5

Tipe : *Multi tubular fixed bed*

Kondisi Operasi : 250°C, 30 atm



**Tabel A.6** Komposisi Feed Reaktor

Komposisi	BM	Aliran <4>	
		kg/hari	kgmol/hari
Toluena	92	1117634,1873	12148,1977
p-xilena	106	3943,7375	37,2051
m-xilena	106	1409,0447	13,2929
o-xilena	106	2113,5671	19,9393
Benzena	78	547,4633	7,0188
Hidrogen	2	1125648,0000	562824,0000

Dasar perhitungan yang digunakan berdasarkan :

Massa toluene dalam feed = 1117634,187 kg

Mol toluena sebelum reaksi =  $\frac{\text{Massa toluene}}{\text{BM}}$

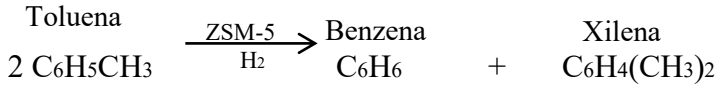
=  $\frac{1117634,187}{92}$

= 12148,1977 kgmol

Untuk komponen yang lainnya menggunakan cara yang sama,

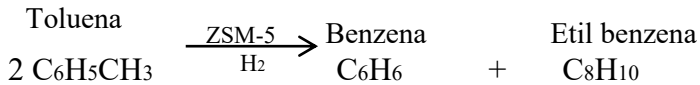
Reaksi yang terjadi sebagai berikut :

Reaksi utama, dengan konversi 30%



M	12148,1977	7,0188	37,2051	13,2929	19,9393
R	7284,0593	3642,0297	1821,0148	728,4059	1092,6089
S	4864,1384	3649,0484	1858,2199	741,6988	1112,5482

Reaksi samping dengan koversi 1%



M	4864,1384	3649,0484	0
R	97,2828	48,6414	48,6414
S	4766,8556	3697,6898	48,6414

**Tabel A.7** Komposisi Bahan keluar Reaktor

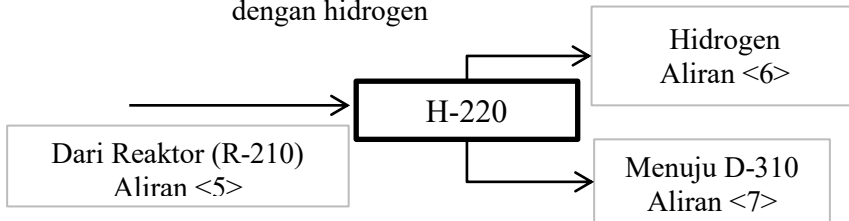
Komposisi	BM	Aliran <5>	
		kg/hari	kmol/hari
Toluena	92	438550,7140	4766,8556
p-xilena	106	196971,3098	1858,2199
m-xilena	106	78620,0737	741,6988
o-xilena	106	117930,1105	1112,5482
benzena	78	288419,8053	3697,6898
hidrogen	2	1125648,0000	562824,0000
Etil benzena	106	5155,9867	48,6414
<b>Total</b>		<b>2251296,0000</b>	<b>575049,6537</b>

**Tabel A.8** Neraca Massa Reaktor

Komposisi	Aliran <4>		Aliran <5>	
	Fraksi	Kg/hari	Fraksi	Kg/hari
Toluena	0,4964	1117634,1873	0,1948	438550,7140
p-xilena	0,0018	3943,7375	0,0875	196971,3098
m-xilena	0,0006	1409,0447	0,0349	78620,0737
o-xilena	0,0009	2113,5671	0,0524	117930,1105
benzena	0,0002	547,4633	0,1281	288419,8053
hidrogen	0,5000	1125648,0000	0,5000	1125648,0000
Etil benzena	0,0000	0,0000	0,0023	5155,9867
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>2251296,0000</b>	<b>1,0000</b>	<b>2251296,0000</b>

**II.2 Flash tank (H-220)**

Fungsi : Memisahkan Benzena, toluene dan xilena yang terbentuk dengan hidrogen

**Tabel A.9** Komposisi Feed *Flash tank*

Komponen	Massa (kg/hari)
Toluena	438550,7140
p-xilena	196971,3098
m-xilena	78620,0737
o-xilena	117930,1105
benzena	288419,8053
hidrogen	1125648,0000
Etil benzena	5155,9867

Menghitung tekanan total dengan menggunakan *Antoine coefficient*,

Rumus mencari nilai tekanan total per komponen

Persamaan Antoine :

$$\log P_v = A - \left( \frac{B}{T + C} \right)$$

.....(Persamaan 1)

Dengan :  $P_v$  = Tekanan saturated bahan (mmHg)

$T$  = Temperature operasi ( $^{\circ}\text{C}$ )

$A, B, C$  = konstanta Antoine

$K_i$  =  $P_v/P_{\text{total}}$

#### Koefisien Antoine

Komponen	Koefisien Antoine		
	A	B	C
Toluena	6,95464	1344,8	219,48
p-xilena	6,99052	1453,43	215,31
m-xilena	7,00908	1462,266	215,11
o-xilena	6,99891	1474,679	213,69
benzena	6,90565	1211,033	220,79
Hidrogen	5,81464	66,7945	275,65
Etil benzena	6,95719	1424,255	213,21

Sumber : John A, Dean, 1999,

Didapat nilai K dan zi (fraksi mol) pada masing masing komponen:

Komponen	log pv	Pv	Ki	zi
Toluena	2,3879	244,3128	0,3215	0,1948
p-xilena	1,9840	96,3927	0,1268	0,0875
m-xilena	1,9687	93,0455	0,1224	0,0349
o-xilena	1,8907	77,7562	0,1023	0,0524
benzena	2,8114	647,7652	0,8523	0,1281
Hidrogen	5,6242	420874,2294	553,7819	0,5000
Etil benzena	2,0155	103,6247	0,1363	0,0023

Dari nilai K yang didapatkan, diketahui bahwa terdapat nilai  $K > 1$  dan nilai  $K < 1$  sehingga disebut *independent composition* (Seader, 2006)

Menurut Seader (2006),

$$f\{\Psi\} = \sum_{i=1}^C \frac{Z_i(1 - K_i)}{1 + \psi(K_i - 1)} = 0 \quad \text{.....(Persamaan 2)}$$

untuk  $\Psi = \frac{V}{F}$ , dimana  $K_i = K_i(T_v, P_v)$

$$0 = \frac{0,194799(1 - 0,321464)}{1 + \psi(0,321464 - 1)} + \frac{0,0817492(1 - 0,126832)}{1 + \psi(0,126832 - 1)} + \frac{0,0349221(1 - 0,122428)}{1 + \psi(0,122428 - 1)} + \frac{0,0523832(1 - 0,1023108)}{1 + \psi(0,1023108 - 1)} + \frac{0,1281127(-0,8523226)}{1 + \psi(0,8523226 - 1)} + \frac{0,5(1 - 553,7818808)}{1 + \psi(553,7818808 - 1)} + \frac{0,0022902(1 - 0,136348)}{1 + \psi(0,136348 - 1)}$$

Sehingga didapatkan hasil,  $\Psi = \frac{V}{F} = 0,9787$



Komposisi uap

$$V = F \Psi$$

$$= 575049,6537 \times 0,9787 = 562824 \text{ kmol}$$

Komposisi liquid

$$L = F - V$$

$$= 575049,6537 - 562824 = 12225,6537 \text{ kmol}$$

Menurut Seader (2006),

$$x_i = \frac{Z_i}{1 + \psi(K_i - 1)}$$

.....(Persamaan 3)

$$y_i = x_i, k_i$$

.....(Persamaan 4)

sehingga dapat diketahui fraksi mol masing-masing komponen sebagai berikut :

<b>Komponen</b>	<b>xi</b>	<b>yi</b>
Toluena	0,3770	0,0000
p-xilena	0,3120	0,0000
m-xilena	0,0290	0,0000
o-xilena	0,0090	0,0000
benzena	0,2610	0,0000
Hidrogen	0,0000	1,0000
Etil benzena	0,0120	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>

Berat masing masing komponen :

Komponen	Kmol		BM	Keluar (kg)	
	L	V		L	V
Toluena	4609,0714	0,0000	92	438550,7140	0,0000
p-xilena	3814,4040	0,0000	106	196971,3098	0,0000
m-xilena	354,5440	0,0000	106	78620,0737	0,0000
o-xilena	110,0309	0,0000	106	117930,1105	0,0000
benzena	3190,8956	0,0000	78	288419,8053	0,0000
Hidrogen	0,0000	562824	2	0,0000	1125648
Etil benzena	146,7078	0,0000	106	5155,9867	0,0000
Total	12225,6537	562824		1125648	1125648
	575049,6537			2251296,00	

**Tabel A.10** Neraca Massa *Flash tank*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	Aliran <5>		Aliran <6>		Aliran <7>	
	Fraksi	Massa (kg/hari)	Fraksi	Massa (kg/hari)	Fraksi	Massa (kg/hari)
Toluena	0,1948	438550,7140	0	0,0000	0,3713	424034,5732
p-xilena	0,0875	196971,3098	0	0,0000	0,3540	404326,8194
m-xilena	0,0349	78620,0737	0	0,0000	0,0329	37581,6595
o-xilena	0,0524	117930,1105	0	0,0000	0,0102	11663,2736
benzena	0,1281	288419,8053	0	0,0000	0,2179	248889,8582
Hidrogen	0,5000	1125648,0000	1	1125648	0,0000	0,0000
Etil benzena	0,0023	5155,9867	0	0,0000	0,0136	15551,0315
Total	1,0000	2251296,00	1	1125648	1,0000	1125648
	2251296,0000		2251296,0000			

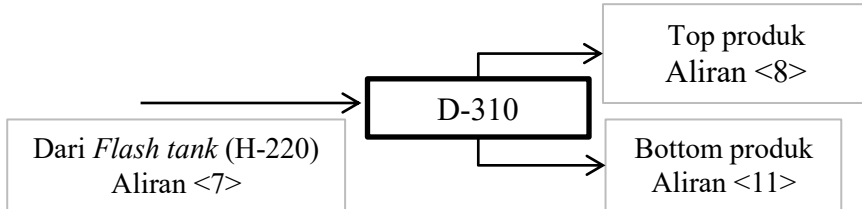
### III. Tahap Pemisahan Benzena dan Xilena

#### III.1 Kolom Distilasi Benzena (D-310)

Fungsi : Untuk Memisahkan benzena hasil dari reaksi yang terjadi di reaktor dengan komponen lain

Tipe alat : distilasi multikomponen

Tekanan = 1 atm = 760 mmHg



**Tabel A.11** Komposisi Feed masuk Distilasi

Komponen	BM	Aliran <7>		Masuk (kmol)	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi (xi)	Mol(kmol)
Toluena	92	0,3713	438550,7140	0,3770	4609,0714
p-xilena	106	0,3540	196971,3098	0,3120	3814,4040
m-xilena	106	0,0329	78620,0737	0,0290	354,5440
o-xilena	106	0,0102	117930,1105	0,0090	110,0309
benzena	78	0,2179	288419,8053	0,2610	3190,8956
Etil benzena	106	0,0136	5155,9867	0,0120	146,7078
<b>Total</b>		<b>1,0000</b>	<b>1125648</b>	<b>1,0000</b>	<b>12225,6537</b>

$$\text{Persamaan Antoine : } \log P_v = A - \left( \frac{B}{T+C} \right)$$

Dengan :  $P_v$  = Tekanan saturated bahan (mmHg)

$T$  = Temperature operasi ( $^{\circ}\text{C}$ )

$A, B, C$  = konstanta Antoine

$K_i$  =  $P_v/P_{\text{total}}$

#### Koefisien Antoine

Komponen	Koefisien Antoine		
	A	B	C
Toluena	6,95464	1344,8	219,48
p-xilena	6,99052	1453,43	215,31
m-xilena	7,00908	1462,266	215,11
o-xilena	6,99891	1474,679	213,69
benzena	6,90565	1211,033	220,79
Etil benzena	6,95719	1424,255	213,21

Sumber : John A, Dean, 1999,

#### Trial suhu titik didik Feed

Trial suhu =  $105,7^{\circ}\text{C}$

Tekanan operasi = 1 atm = 760 mmHg

Light Key = Benzena

Heavy key = Toluena

Komponen	$\log P_v$	$P_v$ (mmHg)	$K_i = P_v/P$	$\alpha_i = K_i/K_c$	$\alpha_{ixi}$
Toluena	2,8191	659,3019	0,8675	1,0000	0,3770
p-xilena	2,4628	290,2965	0,3820	0,4403	0,1374
m-xilena	2,4510	282,5116	0,3717	0,4285	0,0124
o-xilena	2,3817	240,8444	0,3169	0,3653	0,0033
benzena	3,1964	1571,8102	2,0682	2,3841	0,6222
Etil benzena	2,4912	309,8709	0,4077	0,4700	0,0000
<b>Total</b>	<b>15,8023</b>	<b>3354,6355</b>			<b>1,1523</b>

Karena harga  $K_c = 1/\sum \alpha_i x_i = 1/1,152328288 = 0,867$ , sama dengan konstanta kesetimbangan heavy key ( $K_i$ ) maka trial tepat, sehingga titik didih feed = 105,7 °C

Untuk mencari *dew point* dan *bubble point* produk, kita harus menentukan komposisi dari produk distilasi, asumsi 0,5% berat toluena terikut ke top produk dan 99,5% berat benzena terikut ke top produk di produk distilat, maka komposisi produknya sebagai berikut :

Komponen	Aliran <7>		Aliran <8>		Aliran <11>	
	Feed (kg)	xf	Distilat (kg)	xd	Bottom (kg)	xw
Toluena	438550,7140	0,3770	2192,7536	0,3896	436357,9604	0,3896
p-xilena	196971,3098	0,3120	984,8565	0,1750	195986,4533	0,1750
m-xilena	78620,0737	0,0290	393,1004	0,0698	78226,9733	0,0698
o-xilena	117930,1105	0,0090	589,6506	0,1048	117340,4599	0,1048
benzena	288419,8053	0,2610	1442,0990	0,2562	286977,7063	0,2562
Etil benzena	5155,9867	0,0120	25,7799	0,0046	5130,2068	0,0046
Total	1125648	1,0000	5628,2400	1,0000	1120019,7600	1,0000
	1125648,0000		1125648,0000			

**Komposisi Produk dalam kmol**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kmol)</b>		<b>Keluar (kmol)</b>			
	<b>Feed</b>		<b>Distilat</b>		<b>Bottom</b>	
	<b>xf</b>	<b>Mf</b>	<b>xd</b>	<b>Md</b>	<b>xw</b>	<b>Mw</b>
Toluena	0,2400	4609,0714	0,0072	23,0454	0,2865	4586,0261
p-xilena	0,1986	3814,4040	0,0000	0,0000	0,2383	3814,4040
m-xilena	0,0185	354,5440	0,0000	0,0000	0,0221	354,5440
o-xilena	0,0057	110,0309	0,0000	0,0000	0,0069	110,0309
benzena	0,1661	3190,8956	0,9928	3174,9411	0,0010	15,9545
Etil benzena	0,3711	7127,5561	0,0000	0,0000	0,4452	7127,5561
Total	1	19206,5020	1	3197,9865	1	16008,5155
	<b>19206,5020</b>		<b>19206,5020</b>			

Menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*,

**Dew Point**

Trial suhu = 79,9 °C

Tekanan operasi = 1 atm = 760 mmHg

Light key = Benzena , Heavy key = Toluena

<b>Komponen</b>	<b>log Pv</b>	<b>Pv (mmHg)</b>	<b>Ki = Pv/P</b>	<b><math>\alpha_i = K_i/K_c</math></b>	<b>yiG/<math>\alpha_i</math></b>
C7H8	2,4627	290,1950	0,3818	1,0000	0,0072
p-xilena	2,0671	116,7195	0,1536	0,4022	0,0000
m-xilena	2,0524	112,8273	0,1485	0,3888	0,0000
o-xilena	1,9760	94,6216	0,1245	0,3261	0,0000
benzena	2,8781	755,3298	0,9939	2,6028	0,3814
C8H10	2,0981	125,3360	0,1649	0,4319	0,0000
<b>Total</b>	<b>13,5345</b>	<b>1495,0292</b>			<b>0,3886</b>

Karena harga  $K_c = y_iG/\alpha_i = 0,38$ , sama dengan konstanta kesetimbangan heavy key ( $K_i$ ) maka trial tepat, sehingga *dew point* = 79,9 °C

**Bubble point**

Trial suhu = 127,4 °C

Tekanan operasi = 1 atm = 760 mmHg

Light key = Benzena ,

Heavy key = Toluena

Komponen	log Pv	Pv (mmHg)	Ki = Pv/P	ai = Ki/Kc	ai,xiw
Toluena	3,0778	1196,1757	1,5739	1,0000	0,2865
p-xilena	2,7495	561,7319	0,7391	0,4696	0,1119
m-xilena	2,7398	549,3067	0,7228	0,4592	0,0102
o-xilena	2,6755	473,6737	0,6233	0,3960	0,0027
benzena	3,4276	2676,5112	3,5217	2,2376	0,0022
Etil benzena	2,7757	596,6323	0,7850	0,4988	0,2221
<b>Total</b>	<b>17,4459</b>	<b>6054,0315</b>			<b>0,6356</b>

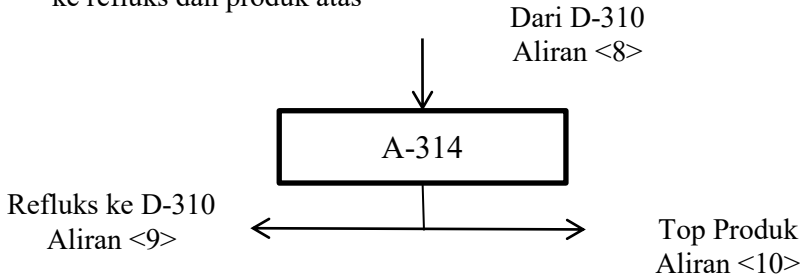
Karena harga  $K_c = 1/\sum a_i x_{iw} = 1/1,152328288 = 1,5734$ , sama dengan konstanta kesetimbangan heavy key ( $K_i$ ) maka trial tepat, sehingga *bubble point* = 127,4 °C

**Tabel A.12 Neraca Massa Kolom distilasi Benzena**

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	Aliran <7>		Aliran <8>		Aliran <11>	
	MF	x <sub>F</sub>	x <sub>D</sub>	M <sub>D</sub> (x <sub>D</sub> ,D)	x <sub>W</sub>	M <sub>W</sub> (x <sub>W</sub> ,W)
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	438550,7140	0,3770	2192,7536	0,3896	436357,9604	0,3896
p-xilena	196971,3098	0,3120	984,8565	0,1750	195986,4533	0,1750
m-xilena	78620,0737	0,0290	393,1004	0,0698	78226,9733	0,0698
o-xilena	117930,1105	0,0090	589,6506	0,1048	117340,4599	0,1048
benzena	288419,8053	0,2610	1442,0990	0,2562	286977,7063	0,2562
Etilbenzena	5155,9867	0,0120	25,7799	0,0046	5130,2068	0,0046
Total	<b>1125648</b>	<b>1,0000</b>	<b>5628,2400</b>	<b>1,0000</b>	<b>1120019,7600</b>	<b>1,0000</b>
	<b>1125648,0000</b>		<b>1125648,0000</b>			

### III.2 Akumulator Kolom Distilasi Benzena

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan ke refluks dan produk atas



#### Perhitungan Refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial  $\Theta$  berdasarkan Perry 6<sup>th</sup> edition, halaman 13-37 s/d 13-38 :

Persamaan Underwood =  $(1-q) =$

$$\sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

(Perry 6<sup>th</sup> edition, pers,13-43, p,13-37)

Trial  $\Theta$  dilakukan sehingga mencapai hasil  $(1 - q) = 0$  , sehingga  $q = 1$ , maka feed masuk pada kondisi liquida jenuh dan nilai  $(R_{min}+1)$  positif, (Perry6ed,p,13-37,13-38).

Dew point = 79,9 °C

Bubble point = 127,4 °C

Average = 103,65 °C

Komponen	Koefisien Antoine		
	A	B	C
Toluena	6,95464	1344,8	219,48
p-xilena	6,99052	1453,43	215,31
m-xilena	7,00908	1462,266	215,11
o-xilena	6,99891	1474,679	213,69
benzena	6,90565	1211,033	220,79
Etil benzena	6,95719	1424,255	213,21



K Value pada 103,2°C

Komponen	log Pv	Pv (mmHg)	Ki = Pv/P	$\alpha_i = K_i/K_c$
C7H8	2,78704362	612,4118981	0,805805129	1
p-xilena	2,427303774	267,4876741	0,351957466	0,436777396
m-xilena	2,415237519	260,1582002	0,342313421	0,424809186
o-xilena	2,345310959	221,4679876	0,291405247	0,361632405
benzena	3,167778461	1471,561648	1,936265327	2,402895262
C8H10	2,455894213	285,6894565	0,37590718	0,466498867
<b>Total</b>	<b>15,59856855</b>	<b>3118,776865</b>		

Trial  $\Theta$  antara  $\alpha$  LK dan  $\alpha$  HK, yaitu antara 1-2,043

$\Theta$	1,6	1,62	1,63
C7H8	-0,628333333	-0,608064516	-0,598412698
p-xilena	-0,117152596	-0,115172367	-0,114207145
m-xilena	-0,01048295	-0,010307531	-0,010222005
o-xilena	-0,002628211	-0,002586439	-0,002566048
benzena	0,781117654	0,801072243	0,811436807
C8H10	-0,004115557	-0,004044199	-0,004009441
<b>SUM</b>	0,018405007	0,06089719	0,08201947

Jadi diperoleh  $\Theta=1,6$

### Reflux minimum ( $R_{min}$ )

Setelah  $\Theta$  diketahui selanjutnya menghitung refluks minimum :

$$R_{min+1} = \frac{\sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}}{1}$$

Komponen	Rm + 1
C7H8	-0,014147752
p-xilena	0
m-xilena	0
o-xilena	0
benzena	2,967383214
C8H10	0
<b>Total</b>	<b>2,953235462</b>

$$R_{min} + 1 = 2,953235462$$

$$R_{min} = 1,953235462$$

Optimum Reflux Ratio ( $R_{opt}$ ) = 1,1 s/d 1,5 x  $R_{min}$  (Perry 6ed,p,13-34)

Digunakan  $R_{opt} = 1,5 \times R_{min}$

$$R_{opt} = 2,929853198$$

$$R_{opt} = L / D \text{ (Perry 6ed,p,13-34)}$$

$$D = 4579,3134 \text{ kmol}$$

$$L = R_{opt} \times D$$

$$= 2,929853198 \times 4579,3134$$

$$= 11767,1 \text{ kmol}$$

### Komposisi Refluks (L)

Komponen	xL	Kmol	kg
Toluena	0,0085	6211,79524	6211,79524
p-xilena	0,0000	0	0
m-xilena	0,0000	0	0
o-xilena	0,0000	0	0
benzena	0,9915	725564,6919	725564,6919
Etil Benzena	0,0000	0	0
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>9369,630948</b>	<b>731776,4871</b>

**Komposisi Uap (V)**

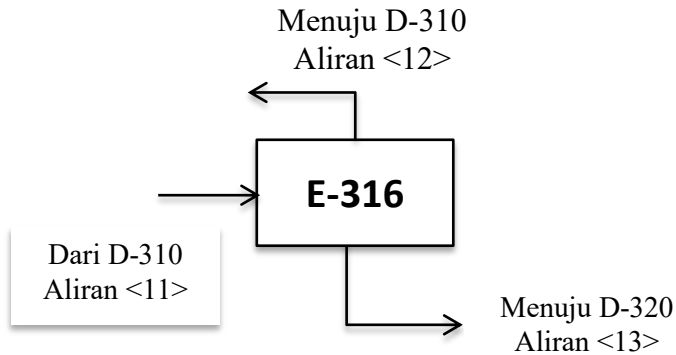
<b>Komponen</b>	<b>xL</b>	<b>Kmol</b>	<b>kg</b>
Toluena	0,0085	2120,1729	2120,172866
p-xilena	0,0000	0	0
m-xilena	0,0000	0	0
o-xilena	0,0000	0	0
benzena	0,9915	247645,41	247645,4089
Etil Benzena	0,0000	0	0
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>3197,9865</b>	<b>249765,5817</b>

**Tabel A.13 Neraca Massa Akumulator (A-314)**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg)</b>		<b>Keluar (kg)</b>			
	<b>Aliran &lt;8&gt;</b>		<b>Aliran &lt;9&gt;</b>		<b>Aliran &lt;10&gt;</b>	
	<b>Fraksi</b>	<b>Massa</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa</b>
Toluena	0,0085	8331,9681	0,0085	6211,79524	0,0085	2120,172866
p-xilena	0,0000	0	0,0000	0	0,0000	0
m-xilena	0,0000	0	0,0000	0	0,0000	0
o-xilena	0,0000	0	0,0000	0	0,0000	0
benzena	0,9915	973210,1007	0,9915	725564,6919	0,9915	247645,4089
Etil benzena	0,0000	0	0,0000	0	0,0000	0
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>981542,0688</b>	<b>1,00</b>	<b>731776,4871</b>	<b>1,00</b>	<b>249765,5817</b>
	<b>981542,0689</b>		<b>981542,0689</b>			

### III.3 Reboiler (E-316)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom produk



**Tabel A.14** Neraca Massa Reboiler (E-316)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	Aliran <11>		Aliran <12>		Aliran <13>	
	xK	MK	xL	ML	xH	MH
Toluena	0,4735	886710,5544	0,4735	464796,1541	0,4735	421914,4003
p-xilena	0,4538	849747,8586	0,4538	445421,0392	0,4538	404326,8194
m-xilena	0,0422	78982,9740	0,0422	41401,3145	0,0422	37581,6595
o-xilena	0,0131	24511,9575	0,0131	12848,6838	0,0131	11663,2736
benzena	0,0014	2615,3796	0,0014	1370,9303	0,0014	1244,4493
Etil benzena	0,0160	29959,0591	0,0160	15703,9469	0,0160	14255,1122
Total	<b>1,00</b>	<b>1872527,783</b>	<b>1,00</b>	<b>981542,07</b>	<b>1,00</b>	<b>890985,7143</b>
	<b>1872527,783</b>		<b>1872527,783</b>			

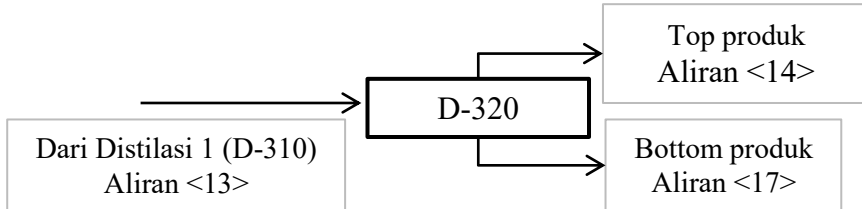
#### IV. Tahap Pemisahan Toluena dan Xilena

##### IV.1 Kolom Distilasi Toluena (D-320)

Fungsi : Untuk Memisahkan toluena dengan xilena (p-xilena, m-xilena, dan o-xilena)

Tipe alat : distilasi multikomponen

Tekanan = 1 atm = 760 mmHg



**Tabel A,11** Komposisi Feed masuk Distilasi

Komponen	BM	Masuk (kg)		Masuk (kmol)	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi (xi)	Mol (kmol)
Toluena	92	0,4735	421914,4003	0,5087	4586,0261
p-xilena	106	0,4538	404326,8194	0,4231	3814,4040
m-xilena	106	0,0422	37581,6595	0,0393	354,5440
o-xilena	106	0,0131	11663,2736	0,0122	110,0309
benzena	78	0,0014	1244,4493	0,0018	15,9545
Etil benzena	106	0,0160	14255,1122	0,0149	134,4822
<b>Total</b>		<b>1,0000</b>	<b>890985,7143</b>	<b>1,0000</b>	<b>9015,4416</b>

$$\text{Persamaan Antoine : } \log P_v = A - \left( \frac{B}{T+C} \right)$$

Dengan :  $P_v$  = Tekanan saturated bahan (mmHg)

$T$  = Temperature operasi ( $^{\circ}\text{C}$ )

$A, B, C$  = konstanta Antoine

$K_i$  =  $P_v/P_{\text{total}}$

#### Koefisien Antoine

Komponen	Koefisien Antoine		
	A	B	C
Toluena	6,95464	1344,8	219,48
p-xilena	6,99052	1453,43	215,31
m-xilena	7,00908	1462,266	215,11
o-xilena	6,99891	1474,679	213,69
benzena	6,90565	1211,033	220,79
Etil benzena	6,95719	1424,255	213,21

Sumber : John A, Dean, 1999,

#### Trial suhu titik didik Feed

Trial suhu =  $121,8^{\circ}\text{C}$

Tekanan operasi = 1 atm = 760 mmHg

Light Key = Toluena

Heavy key = P-xilena

Komponen	$\log P_v$	$P_v$ (mmHg)	$K_i = P_v/P$	$\alpha_i = K_i/K_c$	$\alpha_{ixi}$
Toluena	3,0142	1033,1909	1,3595	2,1632	1,1004
p-xilena	2,6791	477,6157	0,6284	1,0000	0,4231
m-xilena	2,6689	466,5011	0,6138	0,9767	0,0384
o-xilena	2,6033	401,1553	0,5278	0,8399	0,0103
benzena	3,3707	2348,0974	3,0896	4,9163	0,0087
Etil benzena	2,7058	507,9365	0,6683	1,0635	0,0159
<b>Total</b>	<b>17,0419</b>	<b>5234,4969</b>			<b>1,5967</b>

Karena harga  $K_c = 1/\sum \alpha_{ixi} = 1/1,5967 = 0,6263$ , sama dengan konstanta kesetimbangan heavy key ( $K_i$ ) maka trial tepat, sehingga titik didih feed =  $121,8^\circ\text{C}$

Untuk mencari *dew point* dan *bubble point* produk, kita harus menentukan komposisi dari produk distilasi, asumsi 0,3% berat xilena terikut ke top produk dan 99,7% berat toluena terikut ke top produk di produk distilat, maka komposisi produknya sebagai berikut :

Komponen	Aliran <13>		Aliran <14>		Aliran <17>	
	Feed (kg)	xf	Distilat (kg)	xd	Bottom (kg)	xw
Toluena	421914,4003	0,5087	420943,9972	0,9977	970,4031	0,0021
p-xilena	404326,8194	0,4231	404,3268	0,0010	403922,4926	0,8601
m-xilena	37581,6595	0,0393	0,0000	0,0000	37581,6595	0,0800
o-xilena	11663,2736	0,0122	0,0000	0,0000	11663,2736	0,0248
benzena	1244,4493	0,0018	1,6178	0,0013	1242,8315	0,0026
Etil benzena	14255,1122	0,0149	0,0000	0,0000	14255,1122	0,0304
Total	890985,7143	1,0000	421349,9418	1,0000	469635,7726	1,0000
	890985,7143		890985,7143			

**Komposisi Produk dalam kmol**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kmol)</b>		<b>Keluar (kmol)</b>			
	<b>Aliran &lt;13&gt;</b>		<b>Aliran &lt;14&gt;</b>		<b>Aliran &lt;17&gt;</b>	
	<b>xF</b>	<b>MF</b>	<b>Xd</b>	<b>Md</b>	<b>xw</b>	<b>Mw</b>
Toluena	0,5087	4586,0261	0,9992	4575,4782	0,0024	10,5479
p-xilena	0,4231	3814,4040	0,0008	3,8144	0,8590	3810,5896
m-xilena	0,0393	354,5440	0,0000	0,0000	0,0799	354,5440
o-xilena	0,0122	110,0309	0,0000	0,0000	0,0248	110,0309
benzena	0,0018	15,9545	0,0000	0,0207	0,0036	15,9337
Etil benzena	0,0149	134,4822	0,0000	0,0000	0,0303	134,4822
Total	1,0000	9015,4416	1,0000	4579,3134	1,0000	4436,1282
	<b>9015,4416</b>		<b>9015,4416</b>			

Menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*,

**Dew Point**

Trial suhu = 110,7 °C

Tekanan operasi = 1 atm = 760 mmHg

Light key = Toluena,

Heavy key = P-xilena

<b>Komponen</b>	<b>log Pv</b>	<b>Pv (mmHg)</b>	<b>Ki = Pv/P</b>	<b>ai = Ki/Kc</b>	<b>yiG/ai</b>
Toluena	2,8817	761,5704	1,0021	2,2358	0,4469
p-xilena	2,5323	340,6297	0,4482	1,0000	0,0008
m-xilena	2,5210	331,8835	0,4367	0,9743	0,0000
o-xilena	2,4529	283,7289	0,3733	0,8330	0,0000
benzena	3,2523	1787,9207	2,3525	5,2489	0,0000
Etilbenzena	2,5601	363,1782	0,4779	1,0662	0,0000
<b>Total</b>	16,2004	<b>3868,9115</b>			<b>0,4477</b>

Karena harga  $Kc = yiG/ai = 0,4477$ , sama dengan konstanta kesetimbangan heavy key ( $Ki$ ) maka trial tepat, sehingga *dew point* = 110,7 °C



**Bubble point**

Trial suhu = 137,9 °C

Tekanan operasi = 1 atm = 760 mmHg

Light key = Toluena , Heavy key = P-xilena

Komponen	log Pv	Pv (mmHg)	Ki = Pv/P	ai = Ki/Kc	ai,xiw
Toluena	3,1917	1554,8861	2,0459	2,0706	0,0049
p-xilena	2,8756	750,9353	0,9881	1,0000	0,8590
m-xilena	2,8668	735,8694	0,9682	0,9799	0,0783
o-xilena	2,8046	637,6694	0,8390	0,8492	0,0211
benzena	3,5294	3383,6356	4,4522	4,5059	0,0162
Etilbenzena	2,9008	795,7098	1,0470	1,0596	0,0321
<b>Total</b>	<b>18,1688</b>	<b>7858,7057</b>			<b>1,0116</b>

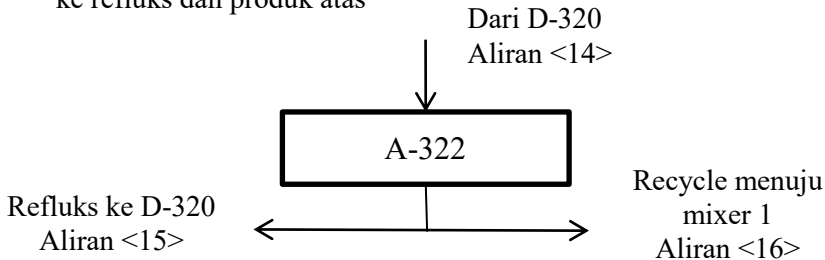
Karena harga  $K_c = 1/\sum a_i x_{iw} = 1/1,0116 = 0,9885$ , sama dengan konstanta kesetimbangan heavy key ( $K_i$ ) maka trial tepat, sehingga *bubble point* = 137,9 °C

**Tabel A.12** Neraca Massa Kolom distilasi Toluena

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	Aliran <13>		Aliran <14>		Aliran <17>	
	MF	x <sub>F</sub>	x <sub>D</sub>	M <sub>D</sub> (x <sub>D</sub> ,D)	x <sub>W</sub>	M <sub>W</sub> (x <sub>W</sub> ,W)
Toluena	421914,4003	0,5087	0,9977	420943,9972	0,0021	970,4031
p-xilena	404326,8194	0,4231	0,0010	404,3268	0,8601	403922,4926
m-xilena	37581,6595	0,0393	0,0000	0,0000	0,0800	37581,6595
o-xilena	11663,2736	0,0122	0,0000	0,0000	0,0248	11663,2736
benzena	1244,4493	0,0018	0,0013	1,6178	0,0026	1242,8315
Etilbenzena	14255,1122	0,0100	0,0000	0,0000	0,0304	14255,1122
Total	890985,7143	0,9951	1,0000	421349,9418	1,0000	469635,7726
	<b>890985,7143</b>			<b>890985,7143</b>		

### III.2 Akumulator Kolom Distilasi Toluena

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan ke refluks dan produk atas



#### Perhitungan Refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial  $\Theta$  berdasarkan Perry 6<sup>th</sup> edition, halaman 13-37 s/d 13-38 :

Persamaan Underwood =  $(1-q) =$

$$\sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

(Perry 6<sup>th</sup> edition, pers,13-43, p,13-37)

Trial  $\Theta$  dilakukan sehingga mencapai hasil  $(1 - q) = 0$  , sehingga  $q = 1$ , maka feed masuk pada kondisi liquida jenuh dan nilai  $(R_{min}+1)$  positif,

(Perry6ed,p,13-37,13-38),

Dew point = 110,7 °C

Bubble point = 137,9 °C

Average = 124,3 °C

Komponen	Koefisien Antoine		
	A	B	C
Toluena	6,95464	1344,8	219,48
p-xilena	6,99052	1453,43	215,31
m-xilena	7,00908	1462,266	215,11
o-xilena	6,99891	1474,679	213,69

benzena	6,90565	1211,033	220,79
Etil benzena	6,95719	1424,255	213,21

K Value pada 103,2 O °C

Komponen	log Pv	Pv (mmHg)	Ki = Pv/P	$\alpha_i = K_i/K_c$
C7H8	3,0756	1190,0314	1,5658	1,9432
p-xilena	2,7471	558,5379	0,7349	0,9120
m-xilena	2,7373	546,1607	0,7186	0,8918
o-xilena	2,6729	470,9152	0,6196	0,7690
benzena	3,4256	2664,2202	3,5056	4,3504
C8H10	2,7733	593,2668	0,7806	0,9687
<b>Total</b>	<b>17,4317</b>	<b>6023,1322</b>		

Trial  $\Theta$  antara  $\alpha$  LK dan  $\alpha$  HK, yaitu antara 1-2,043

$\Theta$	1,5000	1,4500	1,2280
C7H8	2,2304	2,0042	1,3821
p-xilena	-0,6563	-0,7173	-1,2212
m-xilena	-0,0577	-0,0628	-0,1043
o-xilena	-0,0128	-0,0138	-0,0204
benzena	0,0027	0,0027	0,0025
C8H10	-0,0182	-0,0201	-0,0374
<b>SUM</b>	1,4880	1,1929	0,0012

Jadi diperoleh  $\Theta=1,2280$

### Reflux minimum (Rmin)

Setelah  $\Theta$  diketahui selanjutnya menghitung refluks minimum :

$$R_{min+1} = \sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Komponen	R <sub>m</sub> + 1
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-0,014147752
p-xilena	0
m-xilena	0
o-xilena	0
benzena	2,967383214
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0
<b>Total</b>	<b>2,953235462</b>

$$R_{\min} + 1 = 2,7131$$

$$R_{\min} = 1,7131$$

Optimum Reflux Ratio ( $R_{\text{opt}}$ ) = 1,1 s/d 1,5 x  $R_{\min}$  (Perry 6ed,p,13-34)

Digunakan  $R_{\text{opt}} = 1,5 \times R_{\min}$

$$R_{\text{opt}} = 2,5696$$

$$R_{\text{opt}} = L / D \text{ (Perry 6ed,p,13-34)}$$

$$D = 421349,9418 \text{ kmol}$$

$$L = R_{\text{opt}} \times D$$

$$= 2,5696 \times 421349,9418$$

$$= 1082710,5127 \text{ kmol}$$

### Komposisi Refluks (L)

Komponen	x <sub>L</sub>	Kmol	kg
Toluena	0,9977	6211,7952	1080220,2785
p-xilena	0,0010	0	1082,7105
m-xilena	0,0000	0	0,0000
o-xilena	0,0000	0	0,0000
benzena	0,0013	725564,6919	1407,5237
Etil Benzena	0,0000	0	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>9369,630948</b>	<b>1082710,5127</b>

**Komposisi Uap (V)**

<b>Komponen</b>	<b>xL</b>	<b>Kmol</b>	<b>kg</b>
Toluena	0,9977	2120,1729	420380,8369
p-xilena	0,0010	0	421,3499
m-xilena	0,0000	0	0,0000
o-xilena	0,0000	0	0,0000
benzena	0,0013	247645,41	547,7549
Etil Benzena	0,0000	0	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>3197,9865</b>	<b>421349,9418</b>

**Tabel A.13 Neraca Massa Akumulator (A-322)**

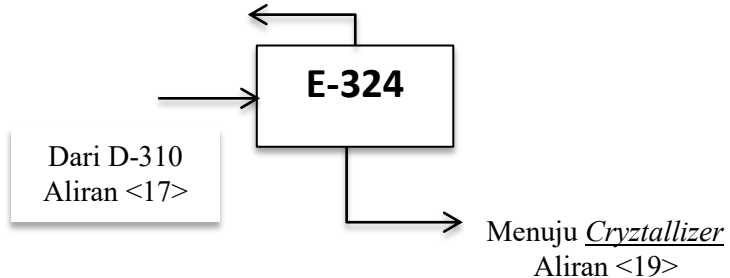
<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg)</b>		<b>Keluar (kg)</b>			
	<b>Aliran &lt;14&gt;</b>		<b>Aliran &lt;15&gt;</b>		<b>Aliran &lt;16&gt;</b>	
	<b>Fraksi</b>	<b>Massa</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa</b>
Toluena	0,9977	1500601,1155	0,9977	1080220,2785	0,9977	420380,8369
p-xilena	0,0010	1504,0605	0,0010	1082,7105	0,0010	421,3499
m-xilena	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
o-xilena	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
benzena	0,0013	1955,2786	0,0013	1407,5237	0,0013	547,7549
Etilbenzena	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	1,0000	1504060,4545	1,0000	1082710,5127	1,0000	421349,9418
	<b>1504060,4545</b>		<b>1504060,4545</b>			

### III.3 Reboiler (E-324)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom produk

Menuju ke D-320

Aliran <18>



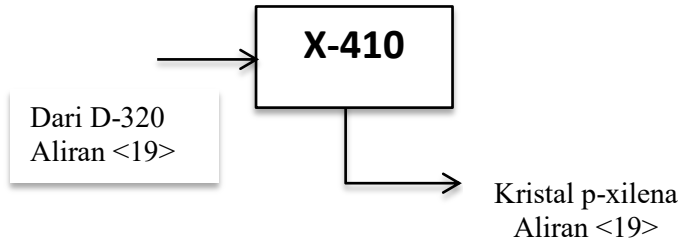
**Tabel A,14** Neraca Massa Reboiler (E-324)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	Aliran <17>		Aliran <18>		Aliran <19>	
	x(14)	M(14)	xL	ML	xH	MH
Toluena	0,0021	4078,2263	0,0021	3107,8232	0,0021	970,4031
p-xilena	0,8601	1697528,9069	0,8601	1293606,4143	0,8601	403922,4926
m-xilena	0,0800	157941,0767	0,0800	120359,4172	0,0800	37581,6595
o-xilena	0,0248	49016,1962	0,0248	37352,9226	0,0248	11663,2736
benzena	0,0026	5223,1367	0,0026	3980,3052	0,0026	1242,8315
Etilbenzena	0,0304	59908,6842	0,0304	45653,5720	0,0304	14255,1122
Total	1,0000	1973696,2271	1,0000	1504060,4545	1,0000	469635,7726
	1973696,2271		1973696,2271			

## IV Tahap Pemurnian

### IV.1 Crystallizer

Fungsi : Memisahkan p-xilena dari isomer lainnya berdasarkan titik beku

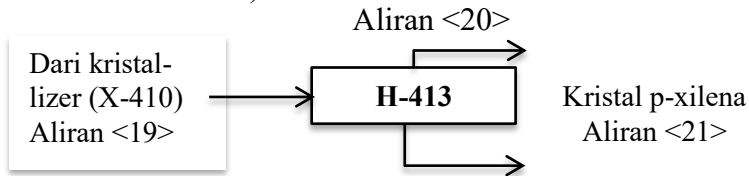


Jumlah kristal p-xilena yang keluar hanya 0,435 bagian dari paraxylene total berdasarkan *Grafik Equilibrium saturation concentration of para-xylene in solution of xylenes* (A, Borsos, B, G, Lakatos, 2011),

komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)			
	Aliran <19>		Liquid		Kristal	
	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
Toluena	0,0021	970,4031	0,0139	970,4031	0,0000	0,0000
p-xilena	0,8601	403922,4926	0,0580	4039,2249	0,9997	399883,2676
m-xilena	0,0800	37581,6595	0,5397	37581,6595	0,0000	0,0000
o-xilena	0,0248	11663,2736	0,1658	11546,6409	0,0003	116,6327
benzena	0,0026	1242,8315	0,0178	1242,8315	0,0000	0,0000
Etil benzena	0,0304	14255,1122	0,2047	14255,1122	0,0000	0,0000
Total	1,0000	469635,7725	1,0000	69635,8722	1,0000	399999,9003
	469635,7725		469635,7725			

## IV.2 Centrifuge

Fungsi : Memisahkan Kristal p-xilena dan filtratnya (m-xilena dan o-xilena)



Pada alat kristalizer yang beroperasi pada suhu 0 – 10°C terbentuk cake berupa paraxylene dengan kadar kebasahan 8 – 12 %wt, kemudian dipisahkan antara kristal dengan filtratnya dengan centrifuge sehingga diperoleh p-xilena dengan kemurnian 99,9 %wt (*US Patent 5,448,005 ; 5 September 1995*),

Komponen	Titik Beku
Toluena	-94,97
P-xilena	13,28
M-xilena	-47,85
O-xilena	-25,17

komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)			
	Aliran <19>		Aliran <20>		Aliran <21>	
	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
Toluena	0,0021	970,4031	0,0139	970,4031	0,0000	0,0000
p-xilena	0,8601	403922,4926	0,0580	4039,2249	0,9997	399883,2676
m-xilena	0,0800	37581,6595	0,5397	37581,6595	0,0000	0,0000
o-xilena	0,0248	11663,2736	0,1658	11546,6409	0,0003	116,6327
Benzene	0,0026	1242,8315	0,0178	1242,8315	0,0000	0,0000
Etil benzene	0,0304	14255,1122	0,2047	14255,1122	0,0000	0,0000
Total	1,0000	469635,7725	1,0000	69635,8722	1,0000	399999,9003
	469635,7725		469635,7725			



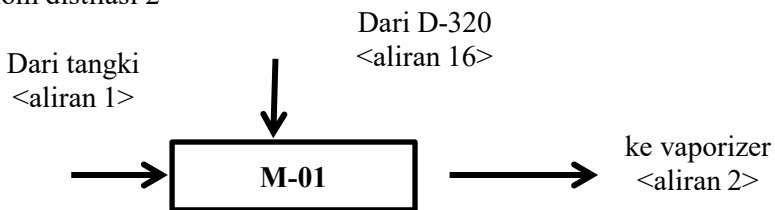


## APPENDIKS B NERACA PANAS

Kapasitas	=	120.000 ton p-xilena/tahun 400 ton p-xilena/hari 400.000 kg p-xilena/hari
Waktu Operasi	=	300 hari/tahun ; 24 jam/hari
Basis Waktu	=	1 hari
Satuan Panas	=	kcal
Suhu Referensi	=	25 °C

### 1. MIXING POINT 1 (M-01)

Fungsi : Mencampur fresh toluene dengan toluene hasil recycle kolom distilasi 2



Panas setiap komponen aliran masuk fresh toluene (aliran 1)

T ref	25	°C	298	°K
T	30	°C	303	°K

Komponen	BM	Massa	Massa	N	CpL	(ΔH1)
		(kg)	(g)	(kmol)	(kJ/Kmol)	(kcal)
Toluena	92	697477,15	697477148	7581,2733	187,7751	1423574,3
P-xilena	106	3522,6119	3522611,86	33,232187	139,3464	4630,7845
M-xilena	106	1409,0447	1409044,74	13,292875	219,1906	2913,6729
O-xilena	106	2113,5671	2113567,11	19,939312	125,1925	2496,2527
Total		704522,37				1433615

Panas setiap komponen aliran masuk fresh toluene (aliran 16)

Tref	25	°C	298	°K
T	110,5	°C	383,5	°K

Komponen	BM	Massa	Massa	N	CpL	( $\Delta H16$ )
		(kg)	(g)	(kmol)	(kJ/Kmol)	(kkal)
Toluena	92	420157,04	420157040	4566,9243	3438,898	15705188
P-xilena	106	421,12563	421125,629	3,9728833	2029,429	8062,6862
M-xilena	106	0	0	0	4011,246	0
O-xilena	106	0	0	0	1553,131	0
Benzena	78	547,46332	547463,317	7,0187605	2990,826	20991,89
Total		421125,63				15734243

$$\begin{aligned}\text{Total panas yang masuk} &= \text{<aliran1>} + \text{<aliran16>} \\ &= 17167858\end{aligned}$$

Neraca panas total :

$$\begin{aligned}\text{H masuk} &= \text{H keluar} \\ 17167857,74 &= m \times \text{Cp} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ 17167857,74 &= 17167857,74\end{aligned}$$

Untuk mencari temperatur keluar dengan cara Trial berdasarkan

$$\text{panas keluar} = 17167857,7 \text{ didapatkan } T_2 = 61,42442$$

Panas setiap komponen pada <aliran 2> :

$$\begin{aligned}T_{\text{ref}} &25 \text{ } ^\circ\text{C} & 298 \text{ } ^\circ\text{K} \\ T &61,42 \text{ } ^\circ\text{C} & 334,4244 \text{ } ^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Komponen	BM	Massa	Massa	N	CpL	( $\Delta H2$ )
		(kg)	(g)	(kmol)	(kJ/Kmol)	(kkal)
Toluena	92	1117634,2	1117634187	12148,198	1406,371	17084872
P-xilena	106	3943,7375	3943737,5	37,205071	969,4946	36070,116
M-xilena	106	1409,0447	1409044,7	13,292875	1642,437	21832,706
O-xilena	106	2113,5671	2113567,1	19,939312	826,8512	16486,845
Benzena	78	547,46332	547463,3	7,0187605	1224,753	8596,2468
Total		1125648	1125648000			17167858

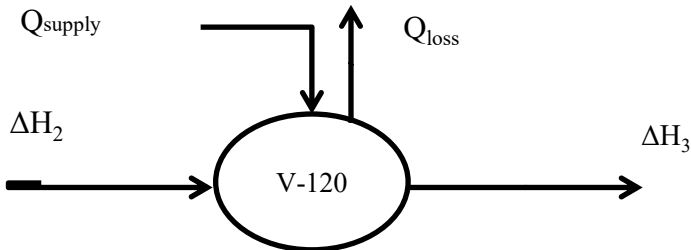
Hasil Perhitungan neraca panas dalam mixing point :

Masuk (kkal)	Keluar (kkal)
--------------	---------------

$\Delta H1$	1433615,041	$\Delta H2$	17167858
$\Delta H16$	15734242,7		
Total	17167858		17167858

## 2. VAPORIZER (V-120)

Fungsi: Untuk mengubah toluene fase liquid menjadi fase uap



Panas setiap komponen aliran masuk ( $\Delta H2$ )

Tref            25            °C            298            °K

T                61,42            °C            334,4244            °K

Komponen	BM	Massa	Massa	N	CpL	( $\Delta H2$ )
		(kg)	(g)	(Kmol)	(kJ/Kmol)	(kkal)
Toluena	92	1117634,2	1117634187	12148,198	1406,371	17084872
P-xilena	106	3943,7375	3943737,49	37,205071	969,4946	36070,116
M-xilena	106	1409,0447	1409044,74	13,292875	1642,437	21832,706
O-xilena	106	2113,5671	2113567,11	19,939312	826,8512	16486,845
Benzena	78	547,46332	547463,317	7,0187605	1224,753	8596,2468
Total		1125648	1125648000			17167858

### Heat of Vaporization (kJ/kmol)

Komponen	(Hv)	Sumber : Perry
Toluena	7838	
P-xilena	8861	
M-xilena	8948	
O-xilena	9153	
Benzena	6779	

**Panas Laten Aliran Keluar**

Komponen	BM	Massa	Massa	N	( $\Delta H_{\text{vapor}}$ )
		(kg)	(g)	(Kmol)	kcal
Toluena	92	1117634,2	1117634187	12148,198	95223254
P-xilena	106	3943,7375	3943737,49	37,205071	329686,1
M-xilena	106	1409,0447	1409044,74	13,292875	118940,8
O-xilena	106	2113,5671	2113567,11	19,939312	182500,1
Benzena	78	547,46332	547463,317	7,0187605	47581,1
Total		1125648	1125648000		95901962

**Panas Sensibel Aliran Keluar  $\Delta H_3$** 

Tref            25            °C            298            °K

T                120            °C            393            °K

Komponen	BM	Massa	Massa	N	Cpg	( $\Delta H_3$ )
		(kg)	(g)	(Kmol)	(kJ/Kmol)	(kcal)
Toluena	92	1117634,2	1117634187	12148,198	2769,834	33648494
P-xilena	106	3943,7375	3943737,49	37,205071	3372,292	125466,35
M-xilena	106	1409,0447	1409044,74	13,292875	3372,292	44827,45
O-xilena	106	2113,5671	2113567,11	19,939312	3372,292	67241,175
Benzena	78	547,46332	547463,317	7,0187605	2167,377	15212,3
Total		1125648	1125648000			33901241

$H_z = H_3 + H_v$

Total panas keluar  $\Delta H_z$  adalah            =            129803203 kkal

$\Delta H_2$             +            Q supply =             $\Delta H_z$             +            Q loss

17167858            +            Q supply = 129803203            +            0,05 Q supply

0,95            Q supply = 112635345

Q supply = 118563521 kkal

Q loss = 5928176,07 kkal

150	475.8	0.0010905	0.3928	632.20	2746.5	1.8418	6.8379
155	543.1	0.0010961	0.3468	653.84	2752.4	1.8925	6.7935
160	617.8	0.0011020	0.3071	675.55	2758.1	1.9427	6.7502
165	700.5	0.0011080	0.2727	697.34	2763.5	1.9925	6.7078
170	791.7	0.0011143	0.2428	719.21	2768.7	2.0419	6.6663
175	892.0	0.0011207	0.2168	741.17	2773.6	2.0909	6.6256
180	1002.1	0.0011274	0.19405	763.22	2778.2	2.1396	6.5857
190	1254.4	0.0011414	0.15654	807.62	2786.4	2.2359	6.5079
200	1553.8	0.0011565	0.12736	852.45	2793.2	2.3309	6.4323
225	2548	0.0011992	0.07849	966.78	2803.3	2.5639	6.2503
250	3973	0.0012512	0.05013	1085.36	2801.5	2.7927	6.0730
275	5942	0.0013168	0.03279	1210.07	2785.0	3.0208	5.8938
300	8581	0.0010436	0.02167	1344.0	2749.0	3.2534	5.7045

Sources: Abridged from J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables—Metric Units*. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1969. Reprinted by permission of John Wiley & Sons, Inc.

### Menghitung massa steam yang dibutuhkan

Steam yang digunakan adalah steam saturated yang memiliki suhu 150°C dan bertekanan 475,8 kPa

T (°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv(kJ/kg)	$\lambda$
150	475,8	632,2	2746,5	2114,3
		HI(kkal/kg)	Hv(kkal/kg)	$\lambda$
		151,0958	656,4135	505,3177

Sumber : Geankoplis Appendiks A.2-9

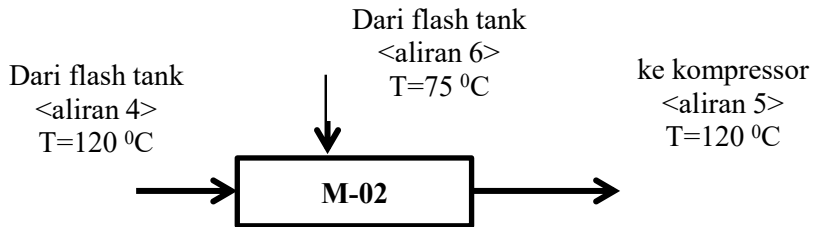
$$\begin{aligned}
 Q &= m \times \lambda \\
 118563521,5 &= m \times (505,3177) \\
 m &= 234631,64 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### Neraca Panas Vaporizer

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_2$	17167858	$\Delta H_z$	129803203
$Q_{\text{supply}}$	118563521	$Q_{\text{loss}}$	5928176
Total	135731379		135731379

### 3. MIXING POINT 2 (M-02)

Fungsi : Mencampur toluene dan Hidrogen



Panas untuk setiap komponen pada aliran 4

T ref	25	°C	298	°K
T	120	°C	393	°K

Komponen	BM	Massa	Massa	N	Cpg	(ΔH4)
		(kg)	(g)			(kkal)
Toluena	92	1117634,2	1117634187	12148,198	2769,834	33648494
P-xilena	106	3943,7375	3943737,49	37,205071	3372,292	125466,35
M-xilena	106	1409,0447	1409044,74	13,292875	3372,292	44827,45
O-xilena	106	2113,5671	2113567,11	19,939312	3372,292	67241,175
Benzena	78	547,46332	547463,317	7,0187605	2167,377	15212,3
Total		1125648	1125648000			33901241

Panas untuk setiap komponen pada aliran 6

T ref	25	°C	298	°K
T	120	°C	393	°K

Komponen	BM	Massa	Massa	N	Cpg	(ΔH6)
		(kg)	(g)			(kkal)
Hidrogen	2	1125648	1125648000	562824	663,55	373461890
Total						373461890

Total Panas yang masuk = <aliran 4> + <aliran 6>

$$\begin{aligned}
 &= 33901241 \quad + \quad 373461890 \\
 &= 407363131,2
 \end{aligned}$$

Untuk mencari temperatur keluar dengan cara Trial berdasarkan panas keluar, didapatkan  $T = 120^\circ\text{C}$

Panas untuk setiap komponen pada aliran 5

T ref	25	$^\circ\text{C}$	298	$^\circ\text{K}$
T	120	$^\circ\text{C}$	393	$^\circ\text{K}$

Komponen	BM	Massa	Massa	N	Cpg	( $\Delta H_5$ )
		(kg)	(g)	(kmol)	(kJ/Kmol)	(kkal)
Toluena	92	1117634,2	1117,63419	12148,198	2769,834	33648494
P-xilena	106	3943,7375	3,94373749	37,205071	3372,292	125466,35
M-xilena	106	1409,0447	1,40904474	13,292875	3372,292	44827,45
O-xilena	106	2113,5671	2,11356711	19,939312	3372,292	67241,175
Benzena	78	547,46332	0,54746332	7,0187605	2167,377	15212,3
Hidrogen	2	1125648	1125,648	562824	663,55	373461890
Total						407363131

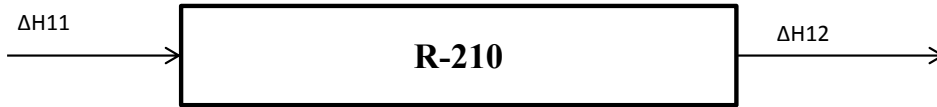
Hasil Perhitungan neraca panas dalam mixing point :

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_4$	33901241	$\Delta H_5$	407363131
$\Delta H_6$	373461890		
Total	407363131		407363131



#### 4. REAKTOR (R-210)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi disproporsionasi toluena



##### Menghitung panas aliran campuran masuk reaktor ΔH11

Tref 25 298  
Tj 250 523

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)	kmol	Cpg (kJ/kmol)	ΔH11
Toluene	92	0,5	1117634,187	12148,19769	7748,899833	94135167,04
Paraxylene	106	2,80653E-08	3943,737485	37,20507061	9429,703645	350832,79
Metaxylene	106	1,56691E-09	1409,044743	13,29287493	9429,703645	125347,8712
Orthoxylene	106	5,28832E-09	2113,567114	19,93931239	9429,703645	188021,8068
Benzene	78	1,53751E-10	547,4633173	7,018760479	6068,096022	42590,51254
Hidrogen	2	0,5	1125648	562824	1579,621813	889049067,5
Total Panas		1,000000035	2251296			983891027,5

##### Menghitung panas reaksi pada reaktor

###### Reaksi 1

(Reaksi 1 = Reaksi Toluene menjadi Mixed xylene dan benzene)

	2 C7H8	→	C6H6	+	C8H10	
	Toluene		Benzene		P-Xylene	M-xylene O-xylene
m	12148,19769		7,018760479		37,20507061	13,29287493 19,93931239
r	7284,059334		3642,029667		1821,014834	728,4059334 1092,6089
s	4864,138354		3649,048427		1858,219904	741,6988083 1112,548212

data jumlah kmol masing-masing komponen didapat dari Appendix A

	C7H8	C6H6	P-x	M-x	O-x
ΔHf 25	-11950	-11629,74	-4290,05	-4120,36	-4541
n (kmol)	7284,059334	3642,029667	1821,014834	728,4059334	1092,6089
n * ΔHf 25	<b>-23900</b>	<b>-42355858,1</b>	<b>-7812244,686</b>	<b>-3001294,672</b>	<b>-4961537,015</b>
ΔHRx 25	-58107034,5	kkal			

###### Reaksi 2

	2 C7H8	→	C6H6	+	C8H10
	Toluene		Benzene		Ethylbenzene
r	97,28276709		48,64138354		48,64138354
s	4766,855587		3697,689811		48,64138354

data jumlah kmol masing-masing komponen didapat dari Appendix A

	C7H8	C6H6	C8H10
ΔHf 25	-11950	-11629,74	-7119,81
n (kmol)	97,28276709	48,64138354	48,64138354
n * ΔHf 25	<b>-1162529,07</b>	<b>-565686,6439</b>	<b>-346317,409</b>
ΔHRx 25	250525,0139	kkal	

Total Reaksi ΔRx = -57856509,46 kkal

##### Menghitung panas aliran campuran keluar reaktor ΔH12

Tref 25 298  
Tk 250 523

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	∫Cp dT	ΔH12 (kkal)
Toluene	92	0,194799224	438550,714	4766,855587	7748,899833	36937886,47
Paraxylene	106	0,087492409	196971,3098	1858,219904	9429,703645	17522463
Metaxylene	106	0,03492214	78620,07368	741,6988083	9429,703645	6993999,957
Orthoxylene	106	0,05238321	117930,1105	1112,548212	9429,703645	10490999,93
Benzene	78	0,128112787	288419,8053	3697,689811	6068,096022	22437936,83
Ethyl benzen	106	0,5	5155,986656	48,64138354	9429,703645	458673,8317
Hidrogen	2	0,00229023	1125648	562824	1579,621813	889049067,5
Total		1				983891027,5

#### Neraca panas total

$$\begin{aligned}\Sigma \text{ Panas Masuk} &= \Sigma \text{ Panas keluar} \\ \text{Hin} &= \text{Hout} + \text{Hrx} \\ 983891027,5 &= 926034518\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma \text{ Panas keluar} - \Sigma \text{ Panas Masuk} &= 0 \\ 926034518 - 983891027,5 &= -57856509,46\end{aligned}$$

Karena  $\Sigma \text{ Panas Masuk} - \Sigma \text{ Panas Masuk} \neq 0$  dan bernilai negatif.

Maka reaksi tersebut merupakan reaksi eksoterm dan menghasilkan panas

Sehingga membutuhkan pendingin agar kondisinya tetap dengan kondisi operasi

#### Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$$Q_c = H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}}$$

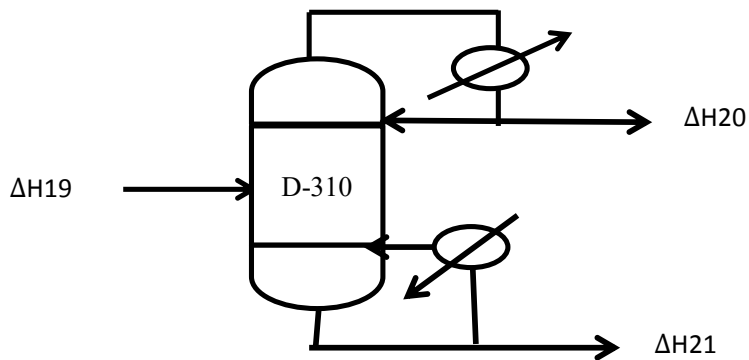
$$\begin{aligned}57856509,46 &= 2243,518629 \text{ m air} - 90,04288819 \text{ m air} \\ 57856509,46 &= 2153,475741 \text{ m air} \\ \text{m air} &= 26866,57126 \text{ kmol} \quad 483598,2827 \text{ kg air}\end{aligned}$$

#### Neraca Energi Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{11}$	983891027,5	$\Delta H_{12}$	983891027,5
Q serap	-57856509,46	$\Delta H_{rx} 25$	-57856509,46
Total	926034518	Total	926034518

### 5. BENZEN KOLOM (D--310)

fungsi : memisahkan benzene dari campuran toluene dan mixed xylene



Neraca panas overall untuk kolom distilasi

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ Panas masuk} &= \Sigma \text{ Panas keluar} \\ H_I + Q_r &= H_m + H_n + Q_c + Q_{\text{loss}} \end{aligned}$$

$Q_r$  = Panas yang disupply oleh steam pada reboiler

$Q_c$  = Panas yang diserap oleh air pendingin pada condenser

#### Perhitungan panas sensibel pada aliran feed $\Delta H_{I19}$

T <sub>ref</sub>	25	298
T	105,7	378,7

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	C <sub>pl</sub> (kJ/kmol)	$\Delta H_{I19}$
Toluene	92	0,38	424034,5732	4609,071448	3250,885579	14983563,9
p-xilena	106	0,31	404326,8194	3814,403957	1949,526057	7436279,91
m-xilena	106	0,03	37581,6595	354,5439575	3792,686251	1344673,99
o-xilena	106	0,01	11663,2736	110,0308834	1509,414533	166082,214
benzena	78	0,26	248889,8582	3190,895618	2827,576103	9022500,2
Hidrogen	2	0	0,0000	0	0	0
Ethyl benzene	106	0,01	14255,1122	134,4821908	3829,202153	514959,495
Total		0,998	1140751,30			33468059,7

#### Perhitungan panas sensibel pada aliran distilat

T <sub>ref</sub>	25	298
T	79,9	352,9

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	C <sub>pg</sub> (kJ/kmol)	$\Delta H_{v20}$
Toluene	92	0,008488651	2120,172866	23,04535724	1505,351644	34691,3664
p-xilena	106	0	0	0	1835,15484	0
m-xilena	106	0	0	0	1835,15484	0
o-xilena	106	0	0	0	1835,15484	0
benzena	78	0,991511349	247645,4089	3174,941139	1175,548448	3732297,13
hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0	0	0	1835,15484	0
Total		1	249765,58			3766988,49

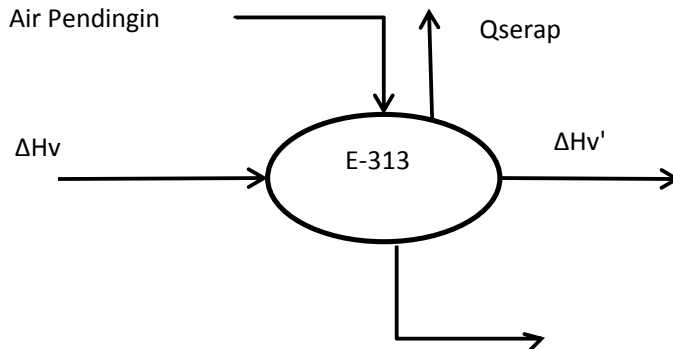
#### Perhitungan Panas Sensibel pada Aliran Bottom Product

T <sub>ref</sub>	25	298
T <sub>k</sub>	127,4	400,4

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	C <sub>pl</sub> (kJ/kmol)	$\Delta H_{w21}$
Toluene	92	0,473536661	421914,4003	4586,02609	4217,116624	19339806,9
p-xilena	106	0,453797197	404326,8194	3814,403957	2319,986556	8849365,9

m-xilena	106	0,042179868	37581,6595	354,5439575	4914,275966	1742326,85
o-xilena	106	0,013090304	11663,27364	110,0308834	1684,003642	185292,408
benzena	78	0,001396711	1244,449291	15,95447809	3666,415249	58495,7417
hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0,01599926	14255,11222	134,4821908	4974,647463	669001,489
Total		1	890985,71			30844289,3

#### Menghitung Panas penyerapan kondensor



#### Perhitungan panas aliran masuk kondensor

Tref 25 298  
Tk 79,9 352,9

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	Cp (kJ/kmol)	ΔHv
Toluene	92	0,008488651	2120,172866	23,04535724	1505,351644	34691,3664
p-xilena	106	0	0	0	1835,15484	0
m-xilena	106	0	0	0	1835,15484	0
o-xilena	106	0	0	0	1835,15484	0
benzena	78	0,991511349	247645,4089	3174,941139	1175,548448	3732297,13
hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0	0	0	1835,15484	0
Total		1	249765,58			3766988,49

#### Perhitungan panas laten aliran masuk

Komponen	BM	kmol	λ	H' (kkal)
Toluene	92	23,04535724	7838,47	180640,2854
p-xilena	106	0	8861,32	0
m-xilena	106	0	8947,71	0
o-xilena	106	0	9152,78	0
benzena	78	3174,941139	6779,13	21523342,53
hidrogen	2	0	0,00	0
Ethyl benzene	106	0	8777,50	0
Total		3197,986497		21703982,81

Pakai heat of vaporization

Total Panas Masuk Kondensor 25470971,31

#### Perhitungan panas aliran keluar kondensor

Tref 25 298  
Tk 79,9 352,9

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	Cpl (kJ/kmol)	ΔHv'
Toluene	92	0,008488651	2120,172866	23,04535724	2156,601442	49699,6507
p-xilena	106	0	0	0	1410,339106	0
m-xilena	106	0	0	0	2518,099283	0
o-xilena	106	0	0	0	1160,184023	0

benzena	78	0,991511349	247645,4089	3174,941139	1877,019025	5959424,92
hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0	0	0	2535,509105	0
Total		1	249765,58			6009124,57

### Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$Q_c = H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}}$

$$\begin{aligned}
 19461846,73 &= 2243,518629 \text{ n air} & - & 90,04288819 \text{ n air} \\
 19461846,73 &= 2153,475741 \text{ n air} \\
 &= 9037,411642 \text{ kmol} \\
 &= 162673,4096 \text{ kg} & 162,6734096 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= \Delta H_u & - & \Delta H_u' \\
 &= 25470971,31 & - & 6009124,573 \\
 &= 19461846,73 & \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan neraca panas total

$$H_{19} + Q_r = H_{20} + H_{21} + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

Q loss sebesar 0,05 Q supply maka

$$\begin{aligned}
 33468059,71 &+ Q_r &= & 3766988,494 & 30844289,25 & 19461846,7 \\
 33468059,71 &+ Q_r &= & 54073124,48 & + & 0,05 Q_r \\
 0,95 Q_r & &= & 20605064,77 \\
 Q_r & &= & 21689541,86 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{loss}} & &= & 1084477,093 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Menghitung massa steam yang dibutuhkan

steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 150°C dan bertekanan 475,8 kPa

T (°C)	P (kPa)	Hl (kJ/kg)	Hv (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
150	475,8	1344	2749	1405
		Hl (kkal)	Hv (kkal)	λ (kkal)
		321,216	657,011	335,795

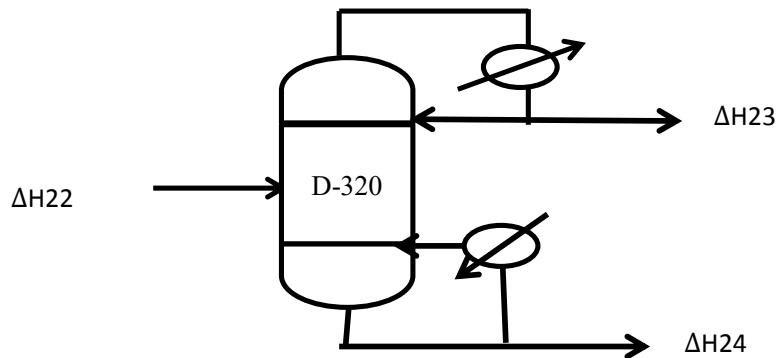
$$\begin{aligned}
 Q_r &= m \cdot \lambda \\
 21689541,86 &= m(335,795) \\
 m \text{ steam} &= 64591,6165 \text{ kg/hari} & 64,5916165 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

### Neraca Panas Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH19	33468059,71	ΔH20	3766988,494
Qr	21689541,86	ΔH21	30844289,25
		Qc	19461846,73
		Qloss	1084477,093
Total	55157601,57	Total	55157601,57

## 6. TOLUEN KOLOM (D-320)

fungsi : memisahkan toluene dengan xylene



Neraca panas overall untuk kolom distilasi

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ Panas masuk} &= \Sigma \text{ Panas keluar} \\ H_I + Q_r &= H_m + H_n + Q_c + Q_{\text{loss}} \end{aligned}$$

$Q_r$  = Panas yang disupply oleh steam pada reboiler

$Q_c$  = Panas yang diserap oleh air pendingin pada condenser

### Perhitungan panas sensibel pada aliran feed $\Delta H_{22}$

T <sub>ref</sub>	25	298
T <sub>k</sub>	127,4	400,4

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)	kmol	C <sub>pl</sub> (kJ/kmol)	$\Delta H_{22}$
Toluene	92	0,51	421914,40	4586,02609	4217,116624	19339806,9
p-xilena	106	0,42	404326,82	3814,403957	2319,986556	8849365,9
m-xilena	106	0,04	37581,66	354,5439575	4914,275966	1742326,85
o-xilena	106	0,01	11663,27	110,0308834	1684,003642	185292,408
benzena	78	0,00	1244,45	15,95447809	3666,415249	58495,7417
hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0,01	14255,11	134,4821908	4974,647463	669001,489
Total		1	890985,71			30844289,3

### Perhitungan panas sensibel pada aliran distilat

T <sub>ref</sub>	25	298
T <sub>k</sub>	110,7	383,7

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	C <sub>pg</sub> (kJ/kmol)	$\Delta H_{23}$
Toluene	92	0,999162507	4575,47823	49,73345902	2464,580944	122572,135
p-xilena	106	0,000832964	3,814403957	0,035984943	3001,375935	108,004342
m-xilena	106	0	0	0	3001,375935	0
o-xilena	106	0	0	0	3001,375935	0
benzena	78	4,52924E-06	0,020740822	0,000265908	1927,785954	0,51261365
hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0	0	0	3001,375935	0
Total		1	4579,31			122680,652

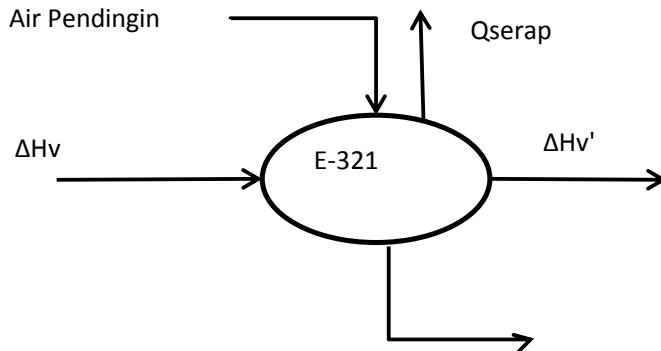
### Perhitungan Panas Sensibel pada Aliran Bottom Product

T <sub>ref</sub>	25	298
T <sub>k</sub>	137,9	410,9

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	C <sub>pl</sub> (kJ/kmol)	$\Delta H_{24}$
Toluene	92	0,002377718	10,54786001	0,114650652	4700,771245	538,946489

p-xilena	106	0,858989956	3810,589553	35,94895804	2467,942548	88719,9631
m-xilena	106	0,079921937	354,5439575	3,344754316	5474,05136	18309,3569
o-xilena	106	0,02480336	110,0308834	1,038027202	1725,292836	1790,90089
benzena	78	0,003591812	15,93373727	0,204278683	4086,221116	834,727868
hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0,030315218	134,4821908	1,268699913	5548,961429	7039,96688
Total		1	4436,13			117233,862

#### Menghitung Panas penyerapan kondensor



#### Perhitungan panas aliran masuk kondensor

Tref	25	298
Tk	110,7	383,7

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	Cpg (kJ/kmol)	ΔHv
Toluene	92	0,999162507	4575,47823	49,73345902	2464,580944	122572,135
p-xilena	106	0,000832964	3,814403957	0,035984943	3001,375935	108,004342
m-xilena	106	0	0	0	3001,375935	0
o-xilena	106	0	0	0	3001,375935	0
benzena	78	4,52924E-06	0,020740822	0,000265908	1927,785954	0,51261365
hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0	0	0	3001,375935	0
Total		1	4579,31			122680,652

#### Perhitungan panas laten aliran masuk

Komponen	BM	kmol	λ	H' (kkal)
Toluene	92	49,73345902	7838,47	389834,1059
p-xilena	106	0,035984943	8861,32	318,8741408
m-xilena	106	0	8947,71	0
o-xilena	106	0	9152,78	0
benzena	78	0,000265908	6779,13	1,802625002
hidrogen	2	0	0,00	0
Ethyl benzene	106	0	8777,50	0
Total				390154,7827

Total Panas Masuk Kondensor 512835,44

#### Perhitungan panas aliran keluar kondensor

Tref	25	298
Tk	110,7	383,7

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	Cpl (kJ/kmol)	ΔHv'
Toluene	92	0,999162507	4575,47823	49,73345902	3460,868684	172120,971
p-xilena	106	0,000832964	3,814403957	0,035984943	2038,52058	73,3560469
m-xilena	106	0	0	0	4036,776621	0

o-xilena	106	0	0	0	1557,930009	0
benzena	78	4,52924E-06	0,020740822	0,000265908	3009,901644	0,80035683
hidrogen	2	0	0	0		0
Ethyl benzene	106	0	0	0	4077,900686	0
Total		1	4579,31			172195,127

### Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$Q_c = H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}}$

$$\begin{aligned}
 340640,3078 &= 2243,518629 \text{ n air} & - & 90,04288819 \text{ n air} \\
 340640,3078 &= 2153,475741 \text{ n air} \\
 &= 158,1816323 \text{ kmol} \\
 &= 2847,269381 \text{ kg} & 2,847269381 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= \Delta H_u & - & \Delta H_u' \\
 &= 512835,44 & - & 172195,1273 \\
 &= 340640,3078 & \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan neraca panas total

$$H_{22} + Q_r = H_{23} + H_{24} + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

Q loss sebesar 0,05 Q supply maka

$$\begin{aligned}
 30844289,25 &+ Q_r &= & 122680,6524 & 117233,8622 & 340640,308 \\
 30844289,25 &+ Q_r &= & 580554,8223 & + & 0,05 Q_r \\
 0,95 Q_r & &= & -30263734,43 \\
 Q_r & &= & -31856562,56 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{loss}} & &= & -1592828,128 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Menghitung massa steam yang dibutuhkan

steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 150 °C dan bertekanan 475,8 kPa

T (°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv	λ (kJ/kg)
150	475,8	1344	2749	1405
		HI (kkal)	Hv (kkal)	λ (kkal)
		321,216	657,011	335,795

$$\begin{aligned}
 Q_r &= m \cdot \lambda \\
 31856562,56 &= m(335,795) \\
 m \text{ steam} &= 94869,07952 \text{ kg} & 94,86907952 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

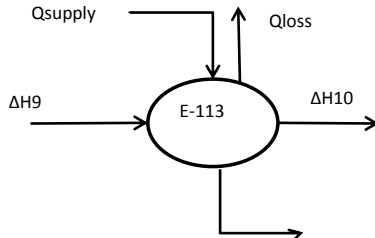
### Neraca Panas Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH <sub>22</sub>	30844289,25	ΔH <sub>23</sub>	122680,6524
Q <sub>r</sub>	-31856562,56	ΔH <sub>24</sub>	117233,8622
		Q <sub>c</sub>	340640,3078
		Q <sub>loss</sub>	-1592828,128
Total	1012273,305	Total	1012273,305



## 7. HEATER (E-113)

Fungsi : memanaskan gas setelah dari kompresor dan menyesuaikan kondisi reaktor



### Menghitung Panas Aliran Masuk ( $\Delta H_9$ )

Tref                      25                      298  
Tk                        131,6                      404,6

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	Cpg	$\Delta H_9$ (kkal)
Toluene	92	0,985825991	1117634,19	12148,19769	3160,533355	38394784
Paraxylene	106	1,60212E-05	3943,74	37,20507061	3846,971612	143126,8505
Metaxylene	106	2,50353E-06	1409,04	13,29287493	3846,971612	51137,31249
Orthoxylene	106	5,63293E-06	2113,57	19,93931239	3846,971612	76705,96874
Benzene	78	6,3226E-07	547,46	7,018760479	2474,095098	17365,0809
Hidrogen	2	0	0,00	0	744,8875302	0
Ethyl benzene	106	0	0,00	0	3846,971612	0
Total		0,98585078	1125648,00			38683119,21

### Menghitung Panas Aliran Keluar ( $\Delta H_{10}$ )

Tref                      25                      298  
Tk                        250                      523

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	Cpg	$\Delta H_{10}$ (kkal)
Toluene	92	0,985825991	1117634,19	12148,19769	7748,899833	94135167,04
Paraxylene	106	1,60212E-05	3943,74	37,20507061	9429,703645	350832,79
Metaxylene	106	2,50353E-06	1409,04	13,29287493	9429,703645	125347,8712
Orthoxylene	106	5,63293E-06	2113,57	19,93931239	9429,703645	188021,8068
Benzene	78	6,3226E-07	547,46	7,018760479	6068,096022	42590,51254
Hidrogen	2	0	0,00	0	1579,621813	0
Ethyl benzene	106	0	0,00	0	9429,703645	0
Total		0,98585078	1125648,00			94841960,03

Note :  $Q_{loss} = 0,05 Q_{supply}$  (5%)

$$\begin{array}{rclclcl}
 \Delta H_9 & + & Q_{supply} & = & \Delta H_{10} & + & Q_{loss} \\
 38683119,21 & + & Q_{supply} & = & 94841960,03 & + & 0,05 Q_{supply} \\
 0,95 Q_{supply} & = & 56158840,82 & & & & \\
 Q_{supply} & = & 59114569,28 \text{ kkal} & & & & \\
 Q_{loss} & = & 2955728,464 \text{ kkal} & & & & 
 \end{array}$$

### Menghitung massa steam yang dibutuhkan

steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 300°C dan bertekanan

8581 kPa

T (°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv(kJ/kg)	$\lambda$ (kJ/kg)
300	8581	1344	2749	1405
		HI (kkal)	Hv (kkal)	$\lambda$ (kkal)
		321,216	657,011	335,795

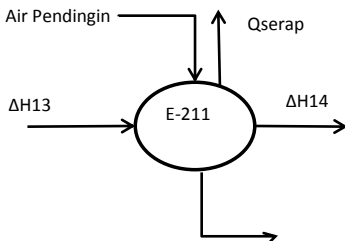
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= m \cdot \lambda \\
 59114569,28 &= m(335,795) \\
 m_{\text{steam}} &= 176043,6257 \text{ kg} \qquad 176,0436257 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

#### Neraca Panas Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_9$	38683119,21	$\Delta H_{10}$	94841960,03
Q supplay	59114569,28	Qserap	2955728,464
Total	97797688,49	Total	97797688,49

#### 8. COOLER (E-211)

Fungsi : mendinginkan gas keluaran expander menuju flash tank (H-220)



#### Menghitung Panas Aliran Masuk ( $\Delta H_{13}$ )

Tref	25	298
Tk	223	496

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	Cpg	$\Delta H_{13}$ (kkal)
Toluene	92	0,194799224	438550,71	4766,855587	6609,792518	31507926,39
Paraxylene	106	0,087492409	196971,31	1858,219904	8041,156827	14942237,67
Metaxylene	106	0,03492214	78620,07	741,6988083	8041,156827	5964116,436
Orthoxylene	106	0,05238321	117930,11	1112,548212	8041,156827	8946174,654
Benzene	78	0,128112787	288419,81	3697,689811	5178,428208	19148221,22
Hidrogen	2	0,5	1125648,00	562824	1388,49952	781480854
Ethyl benzene	106	0,00229023	5155,99	48,64138354	8041,156827	391132,9934
Total		1	2251296,00			862380663,3

#### Menghitung Panas Aliran Keluar ( $\Delta H_{14}$ )

Tref	25	298
Tk	75	348

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	Cpg	$\Delta H_{14}$ (kkal)
Toluene	92	0,194799224	438550,71	4766,855587	1360,199947	6483876,716
Paraxylene	106	0,087492409	196971,31	1858,219904	1658,541612	3081935,036
Metaxylene	106	0,03492214	78620,07	741,6988083	1658,541612	1230138,337
Orthoxylene	106	0,05238321	117930,11	1112,548212	1658,541612	1845207,506
Benzene	78	0,128112787	288419,81	3697,689811	1061,858281	3926422,547
Hidrogen	2	0,5	1125648,00	562824	0,348688356	196250,1752
Ethyl benzene	106	0,00229023	5155,99	48,64138354	1658,541612	80673,75869
Total		1	2251296,00			16844504,08

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= \Delta H_{13} - \Delta H_{14} \\
 &= 862380663,3 - 16844504,08 \\
 &= 845536159,2 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$Q_c = H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}}$

845536159,2 = 2243,518629 m air - 90,04288819 m air

845536159,2 = 2153,475741 m air

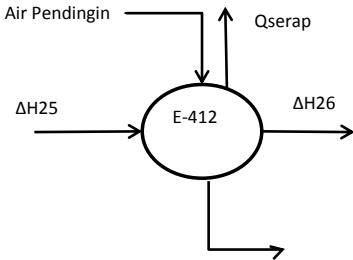
m air = 392637,8845 kmol 7067481,921 kg air

Neraca Panas Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH13	862380663,3	ΔH14	16844504,08
		Qserap	845536159,2
Total	862380663,3	Total	862380663,3

9. COOLER (E-412)

Fungsi : mendinginkankan keluaran dari distilasi (D-320) ke kristalizer (X-410)



Menghitung Panas Aliran Masuk (ΔH25)

Tref 25 298

Tk 137,9 410,9

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	CpL	ΔH25 (kkal)
Toluene	92	0,473536661	421914,40	4586,02609	4700,771245	21557859,57
Paraxylene	106	0,453797197	404326,82	3814,403957	2467,942548	9413729,821
Metaxylene	106	0,042179868	37581,66	354,5439575	5474,05136	1940791,833
Orthoxylene	106	0,013090304	11663,27	110,0308834	1725,292836	189835,4948
Benzene	78	0,001396711	1244,45	15,95447809	4086,221116	65193,52526
Hidrogen	2	0	0,00	0	0	0
Ethyl benzene	106	0,01599926	14255,11	134,4821908	5548,961429	746236,4895
Total		1	890985,71			33913646,74

Menghitung Panas Aliran Keluar (ΔH26)

Tref 25 298

Tk 40 313

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	CpL	ΔH26 (kkal)
Toluene	92	0,473536661	421914,40	4586,02609	568,1863094	2605717,239
Paraxylene	106	0,453797197	404326,82	3814,403957	412,7250932	1574300,228
Metaxylene	106	0,042179868	37581,66	354,5439575	663,4214205	235212,0559
Orthoxylene	106	0,013090304	11663,27	110,0308834	365,0905923	40171,24038
Benzene	78	0,001396711	1244,45	15,95447809	495,196644	7900,604006
Hidrogen	2	0	0,00	0	0	0
Ethyl benzene	106	0,01599926	14255,11	134,4821908	665,9236307	89554,86874
Total		1	890985,71			4552856,237

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= \Delta H_{25} - \Delta H_{26} \\ &= 33913646,74 - 4552856,237 \\ &= 29360790,5 \text{ kkal} \end{aligned}$$

### Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

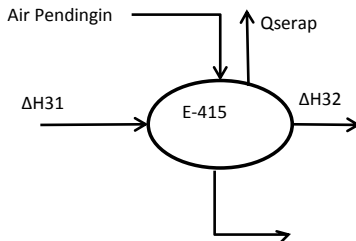
$$\begin{aligned} Q_c &= H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}} \\ 29360790,5 &= 2243,518629 \text{ m air} - 90,04288819 \text{ m air} \\ 29360790,5 &= 2153,475741 \text{ m air} \\ \text{m air} &= 13634,14035 \text{ kmol} \quad 245414,5264 \text{ kg air} \end{aligned}$$

### Neraca Panas Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{25}$	33913646,74	$\Delta H_{26}$	4552856,237
		Qserap	29360790,5
Total	33913646,74	Total	33913646,74

### 10. COOLER (E-415)

Fungsi : mendinginkan keluaran dari distilasi (D-310) ke tangki benzena



### Menghitung Panas Aliran Masuk ( $\Delta H_{31}$ )

$$\begin{aligned} T_{\text{ref}} &= 25 \quad 298 \\ T_k &= 80,1 \quad 353,1 \end{aligned}$$

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	CpL	$\Delta H_{31}$ (kkal)
Toluene	92	0,008488651	2120,17	23,04535724	2156,601442	49699,65066
Paraxylene	106	0	0,00	0	1410,339106	0
Metaxylene	106	0	0,00	0	2518,099283	0
Orthoxylene	106	0	0,00	0	1160,184023	0
Benzene	78	0,991511349	247645,41	3174,941139	1877,019025	5959424,923
Hidrogen	2	0	0,00	0	0	0
Ethyl benzene	106	0	0,00	0	2535,509105	0
Total		1	249765,58			6009124,573

### Menghitung Panas Aliran Keluar ( $\Delta H_{32}$ )

$$\begin{aligned} T_{\text{ref}} &= 25 \quad 298 \\ T_k &= 30 \quad 303 \end{aligned}$$

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	CpL	$\Delta H_{32}$ (kkal)
Toluene	92	0,008488651	2120,17	23,04535724	187,7750961	4327,344171
Paraxylene	106	0	0,00	0	139,3463636	0
Metaxylene	106	0	0,00	0	219,1905713	0
Orthoxylene	106	0	0,00	0	125,1925179	0
Benzene	78	0,991511349	247645,41	3174,941139	163,7197854	519800,6821
Hidrogen	2	0	0,00	0	0	0

Ethyl benzene	106	0	0,00	0	0	0
Total		1	249765,58			524128,0263

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= \Delta H_{31} - \Delta H_{32} \\
 &= 6009124,573 - 524128,0263 \\
 &= 5484996,547 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_c &= H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}} \\
 5484996,547 &= 2243,518629 \text{ m air} - 90,04288819 \text{ m air} \\
 5484996,547 &= 2153,475741 \text{ m air} \\
 \text{m air} &= 2547,043574 \text{ kmol} \quad 45846,78433 \text{ kg air}
 \end{aligned}$$

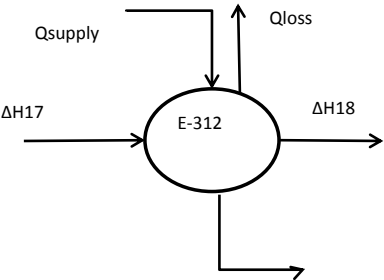
### Neraca Panas Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{31}$	6009124,573	$\Delta H_{32}$	524128,0263
		$Q_{\text{serap}}$	5484996,547
Total	6009124,573	Total	6009124,573

BALANCE

### 11. HEATER (E-312)

Fungsi : memanaskan keluaran dari flash tank (H-220) ke kolom benzena



### Menghitung panas aliran campuran masuk $\Delta H_{17}$

Tref	25	298
Te	75	348

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	$\int C_p dT$	$\Delta H_{17}$
Toluene	92	0,37171518	424034,57	4609,071448	1955,026533	9010856,971
Paraxylene	106	0,354439062	404326,82	3814,403957	1297,448194	4948991,526
Metaxylene	106	0,032944656	37581,66	354,5439575	2282,930288	809399,139
Orthoxylene	106	0,010224204	11663,27	110,0308834	1078,120794	118626,5834
Benzene	78	0,218180649	248889,86	3190,895618	1701,821367	5430334,343
Hidrogen	2	0	0,00	0	0	0
Ethyl benzene	106	0,012496249	14255,11	134,4821908	2297,670152	308995,7157
Total		1	1140751,296	12213,42805		20627204,28

### Menghitung panas aliran campuran keluar $\Delta H_{18}$

Tref 25 298  
Te 105,5 378,5

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa	kmol	$\int C_p dT$	$\Delta H_{18}$
Toluene	92	0,37171518	424034,5732	4609,071448	3220,436028	14843219,75
Paraxylene	106	0,354439062	404326,8194	3814,403957	1936,23098	7385567,111
Metaxylene	106	0,032944656	37581,6595	354,5439575	3757,276142	1332119,553
Orthoxylene	106	0,010224204	11663,27364	110,0308834	1501,887727	165254,0333
Benzene	78	0,218180649	248889,8582	3190,895618	2801,13553	8938131,088
Hidrogen	2	0	0	0	0	0
Ethyl benzene	106	0,012496249	14255,11222	134,4821908	3793,149813	510111,0968
Total		1	1140751,296	12213,42805		33174402,63

Note :  $Q_{loss} = 0,05 Q_{supply}$  (5%)

$$\begin{array}{rclclcl}
 \Delta H_{17} & + & Q_{supply} & = & \Delta H_{18} & + & Q_{loss} \\
 20627204,28 & + & Q_{supply} & = & 33174402,63 & + & 0,05 Q_{supply} \\
 & 0,95 & Q_{supply} & = & 12547198,35 & & \\
 & & Q_{supply} & = & 13207577,21 \text{ kkal} & & \\
 & & Q_{loss} & = & 660378,8605 \text{ kkal} & & 
 \end{array}$$

### Menghitung massa steam yang dibutuhkan

steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 150°C dan bertekanan 475,8 kPa

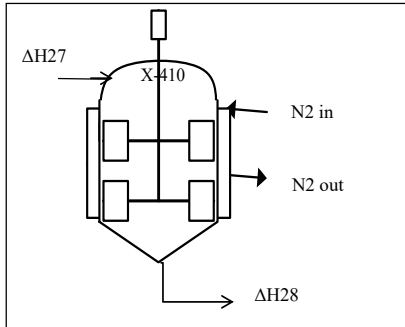
T (°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv (kJ/kg)	$\lambda$ (kJ/kg)
150	475,8	1344	2749	1405
		HI (kkal)	Hv (kkal)	$\lambda$ (kkal)
		321,216	657,011	335,795

$$\begin{array}{rclcl}
 Q_{supply} & = & m \cdot \lambda \\
 13207577,21 & = & m(355,795) \\
 m \text{ steam} & = & 39332,26287 \text{ kg} & & 39,33226287 \text{ ton}
 \end{array}$$

### Neraca Panas Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{17}$	20627204,28	$\Delta H_{18}$	33174402,63
Q supplay	13207577,21	Qloss	660378,8605
Total	33834781,49	Total	33834781,49

## 12. CRISTALLIZER (X-410)



Menghitung panas aliran campuran masuk kristallizer  $\Delta H_{27}$

Tref 25 298  
Tj 40 313

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)	kmol	Cpl (kJ/kmol)	$\Delta H_{27}$
Toluene	92	0,002066289	970,4031207	10,54786001	568,1863094	5993,14965
Paraxylene	106	0,860076076	403922,4926	3810,589553	412,7250932	1572725,928
Metaxylene	106	0,080022992	37581,6595	354,5439575	663,4214205	235212,0559
Orthoxylene	106	0,024834722	11663,27364	110,0308834	365,0905923	40171,24038
Benzene	78	0,002646373	1242,831507	15,93373727	495,196644	7890,33322
Ethyl benzen	106	0,030353549	14255,11222	134,4821908	665,9236307	89554,86874
Total Panas						1951547,576

Menghitung panas aliran campuran keluar kristallizer  $\Delta H_{28}$

Tref 25 298  
Tj 10 283

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)	kmol	Cpl (kJ/kmol)	$\Delta H_{28}$
Toluene	92	0,002066289	970,4031207	10,54786001	-554,1015614	-5844,5857
Paraxylene	106	0,860076076	403922,4926	3810,589553	-426,8036033	-1626373,352
Metaxylene	106	0,080022992	37581,6595	354,5439575	-646,2470407	-229122,9833
Orthoxylene	106	0,024834722	11663,27364	110,0308834	-394,6657668	-43425,42295
Benzene	78	0,002646373	1242,831507	15,93373727	-483,5492608	-7704,746876
Ethyl benzen	106	0,030353549	14255,11222	134,4821908	-647,7626064	-87112,53442
Total Panas						-1999583,625

Q yang diserap nitrogen :

$$\begin{aligned}
 Q \text{ serap} &= Q \text{ masuk} & - & Q \text{ keluar} \\
 &= 1951547,58 & - & -1999583,625 \\
 &= 3951131,2
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan nitrogen :

$$\begin{aligned}
 Q_c &= \text{massa nitrogen} \times C_p \times (T_{\text{in}} - T_{\text{out}}) \\
 42381722,08 &= m \times 23751,27446 \times (30 - (-195,8)) \\
 m &= 0,7367338 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan neraca panas dalam kristallizer

Masuk		Keluar	
<Kkal>		<Kkal>	
$\Delta H_{27}$	1951547,576	$\Delta H_{28}$	-1999583,625
		Q serap	3951131,201
	1951547,576		1951547,576



## APPENDIKS C

### SPESIFIKASI ALAT

#### 1. Toluene Storage Tank (F-110)

Fungsi : Menyimpan toluena pada  $1 \text{ atm}$  dan temp  $30 \text{ }^{\circ}\text{C}$

##### Menentukan tipe tangki penyimpanan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- b. Kondisi operasi tangki pada tekanan  $1 \text{ atm}$  dan temperature  $30 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max  $1.184 \text{ atm}$  dan  $40^{\circ}\text{C}$ )

##### Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D

- a. Bahan baku berwujud cairan non korosif
- b. Cocok untuk tangki dengan ketebalan  $< 1.25 \text{ in}$
- c. Harga relatif lebih murah
- d. Maximum allowable stress :  $12650 \text{ psi}$

##### Menentukan dimensi tangki.

Bahan baku toluena disimpan untuk  $30 \text{ hari}$

Jumlah toluena yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$704522 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 7 \text{ d} \times 1 \frac{\text{hr}}{\text{d}} = 4931654 \frac{\text{kg}}{30 \text{ d}}$$

Menghitung volume benzene di tangki penampung,

Dimana T dalam satuan Kelvin (K), dan density dlm  $\text{kmol/m}^3$  sehingga perlu dikalikan dengan BM masing - masing komponen agar didapatkan satuan  $\text{kg/m}^3$

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

Komponen	$x_i$	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
toluene	0,99	859,6	851
Paraxylene	0,005	853,8	4,269
metaxylene	0,002	857,3	1,715
ortoxylyene	0,003	873	2,619
Total	1		859,6

Sumber: (Yaws)

Volume benzene yang ditampung,

$$4931654 \text{ kg} \times \frac{1}{859,607 \text{ kg/m}^3} = 5737,1058 \text{ m}^3$$

$$= 36085,30535 \text{ bbl}$$

Safety factor tangki : 0,1

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 39693,836 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 39693,8359 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- a. Diameter (D) = 80 ft
- b. Tinggi = 48 ft
- c. Jumlah Course = 6 buah
- d. Allowable Vert. Weld Joint = 0,156 in
- e. Butt-welded Courses = 96 in
- = 8 ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan circumferential stress,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

$t$  = Thickness of shel , in  
 $p$  = Internal pressure , psi  
 $d$  = Inside diameter , in  
 $f$  = Allowable stress , psi  
 $E$  = Joint efficiency , -  
 $c$  = Corrosion allowa , in

Karena density dari toluene tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test* .

$$p = \rho_{Tl} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan Double-welded butt joint, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 0,8$$

$$c = 0,125$$

Sehingga  $t$  dapat dihitung,

$$t = \frac{\rho_{Tl} \times (H - 1) \times d}{2 \times f \times E \times 144} + c$$

$$= \frac{54 \times (H - 1) \times d}{2 \times 12650 \times 0,8 \times 144} + 0,1$$

$$= 1,8E-05 \times (H - 1) \times d + 0,1$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n}$$

Weld Len = Jumlah Cou x Allowable Welded Joint

$n$  = Jumlah Course

*Course 1*

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 1,8E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,8E-05 \times (48 - 1) \times 960 + 0,125 \\
 &= 0,95579 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*Course 1*, dipilih plate dg ketebalan =  $0,956 \text{ in} = \frac{5}{16} \text{ in}$

Sehingga didapatkan  $d_1$  dan  $L_1$

$$\begin{aligned}
 d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\
 &= 960 + 0,956 \\
 &= 960,95579 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_1 &= \frac{\pi \times 961 - (6 \times 0,156)}{72} \\
 &= 41,92 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

*Course 2*

$$\begin{aligned}
 H_i &= H - 8 \\
 &= 48 - 8 \\
 &= 40 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_2 &= 1,8E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,8E-05 \times (40 - 1) \times 960 + 0,125 \\
 &= 0,81438 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*Course 2*, dipilih plate dg ketebalan =  $0,814 \text{ in} = \frac{4}{16} \text{ in}$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\
 &= 960 + 0,814 \\
 &= 960,81438 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_2 &= \frac{\pi \times 960,8 - (6 \times 0,156)}{72} \\
 &= 41,91 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

*Course 3*

$$\begin{aligned}
 H_1 &= H_2 - 8 \\
 &= 40 - 8 \\
 &= 32 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_3 &= 1,8E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,8E-05 \times (32 - 1) \times 960 + 0,125 \\
 &= 0,67297 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*Course 3*, dipilih plate dg ketebalan = 0,673 in =  $\frac{4}{16}$  in  
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 d_3 &= (12 \times D) + t_3 \\
 &= 960 + 0,673 \\
 &= 960,67297 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_3 &= \frac{\pi \times 960,7 - (6 \times 0,156)}{72} \\
 &= 41,9 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

*Course 4*

$$\begin{aligned}
 H_1 &= H_3 - 8 \\
 &= 32 - 8 \\
 &= 24 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_4 &= 1,8E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,8E-05 \times (24 - 1) \times 960 + 0,125 \\
 &= 0,53155 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*Course 4*, dipilih plate dg ketebalan = 0,532 in =  $\frac{3}{16}$  in  
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 d_4 &= (12 \times D) + t_4 \\
 &= 960 + 0,532 \\
 &= 960,53155 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$L_4 = \frac{\pi \times 960,5 - (6 \times 0,156)}{72}$$

$$= 41,9 \text{ ft}$$

#### Course 5

$$H_i = H_4 - 8$$

$$= 24 - 8$$

$$= 16 \text{ ft}$$

$$t_5 = 1,8E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$= 1,8E-05 \times (16 - 1) \times 80 + 0,125$$

$$= 0,1471 \text{ in}$$

Course 5, dipilih plate dg ketebalan = 0,147 in =  $\frac{3}{16}$  in

Sehingga didapatkan d1 dan L1

$$d_5 = (12 \times D) + t_5$$

$$= 960 + 0,147$$

$$= 960,1471 \text{ in}$$

$$L_5 = \frac{\pi \times 960,1 - (6 \times 0,156)}{72}$$

$$= 41,88 \text{ ft}$$

#### Course 6

$$H_i = H_5 - 8$$

$$= 16 - 8$$

$$= 8 \text{ ft}$$

$$t_6 = 1,8E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$= 1,8E-05 \times (12 - 1) \times 80 + 0,125$$

$$= 0,1412 \text{ in}$$

Course 6, dipilih plate dg ketebalan = 0,141 in =  $\frac{3}{16}$  in  
 Sehingga didapatkan d1 dan L1

$$\begin{aligned} d_6 &= (12 \times D) + t_6 \\ &= 960 + 0,141 \\ &= 960,1412 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_6 &= \frac{\pi \times 960,1 - (6 \times 0,156)}{72} \\ &= 41,88 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung head tangki,

Tebal cone digunakan ukuran standard, yaitu : 1 in

Menghitung  $\theta$  (Sudut elemen *cone* terhadap horizontal)

$$\begin{aligned} \sin\theta &= \frac{D}{430 \times t} \\ &= \frac{80}{430 \times 1} \\ &= 0,186 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \theta &= \text{ArcSin } 0,186 \\ &= 0,187 \\ &= 10,72 \text{ Degree} \end{aligned}$$

Tinggi head (h) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\text{tg}\theta = \frac{h}{0,5 \times D}$$

$$\begin{aligned} H &= 0,5 \times D \times \text{tg } \theta \\ &= 0,5 \times 80 \times 0,2 \\ &= 7,574 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 90 - \theta \\
 &= 90 - 11 \\
 &= 79 \text{ Degree}
 \end{aligned}$$

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{D}{2 \times H}$$

$$H = \frac{D}{2 \times \operatorname{tg} \alpha}$$

$$= \frac{80}{2 \times 5,3}$$

$$= 7,55808 \text{ ft}$$

Menghitung tebal head tangki,

Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + safety factornya

$$\text{Safety factor} = 0,1$$

$$P_{+\text{Safety Factor}} = 16,17 \text{ psi}$$

$$t_h = \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times (f \times E) - 0,6 \times P} + c$$

$$= \frac{16,17 \times 80}{2 \times 0,9 \times (10120) - 9,702} + 0,125$$

$$= 0,992 \text{ in}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,

Inlet piping,

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$D_{i,\text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$



Waktu pengisian tangki diasumsi selama : 50 jam  
 Sehingga  $q_f$  dapat dihitung,

$$q_f = \frac{5737 \times 35,31}{50 \times 3600}$$

$$= 1,126 \text{ cuft/s}$$

$$\rho = 53,67$$

Didapatkan  $D_{i,opt}$  sebesar = 6,903 in

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{Nominal}$	= 16 in
Sch.No	= 30
OD	= 16 in
ID	= 15 in
a	= 183 in <sup>2</sup>
<u>Surface/Lin.ft</u>	
od	= 4,2 ft <sup>2</sup> /ft
id	= 4 ft <sup>2</sup> /ft

Outlet piping,

Menghitung debit fluida

$$\text{Kapasitas} = 704522 \text{ kg/h}$$

$$= 1553203 \text{ lb/h}$$

$$\text{Density campuran} = 859,607 \text{ kg/m}^3$$

$$= 53,6652 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Debit fluida, } q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Density campuran}}$$

$$= 8,03957 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Safety factor} = 0,1$$

$$\begin{aligned}\text{Debit fluida, } q_f &= 8,04 / \text{Safety Factor} \\ &= 8,844 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

Menghitung diameter optimal,

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$\begin{aligned}D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 17,45 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$$D_{\text{Nominal}} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 80$$

$$\text{OD} = 5,6 \text{ in} \quad \text{Surface/Lin.ft}$$

$$\text{ID} = 4,8 \text{ in} \quad \text{od} = 1,1 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a = 18 \text{ in}^2 \quad \text{id} = 1,1 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

### **Resume Tangki Penyimpanan toluena**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode Alat	: F-111
Fungsi	: Menyimpan feed toluena
Tipe Tangki	: Cylindrical - Conical Roof - Flat Bo
Jumlah Tangki	: 1 (Satu)
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 (
Kapasitas Tangki	: 5737,11 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 48 ft
Diameter Tangki	: 80 ft
Tebal Shell per Cou	
Course 1	: 0,95579 in
Course 2	: 0,81438 in
Course 3	: 0,67297 in
Course 4	: 0,53155 in
Course 5	: 0,1471 in
Course 6	: 0,1412 in

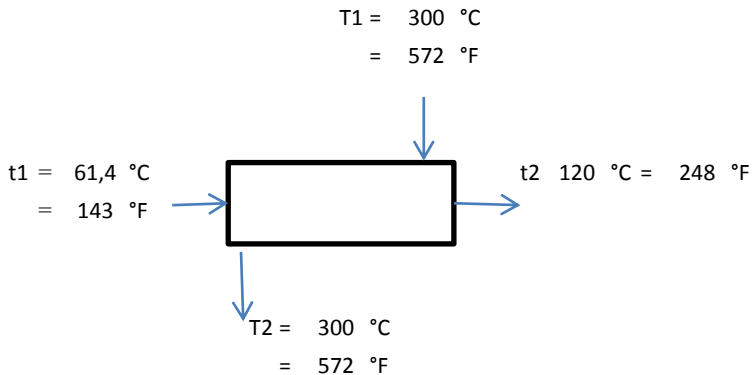
Tinggi Head Tangki: 7,55808 ft  
 Tebal Head Tangki : 0,99245 in  
 Diameter Pipa (Inlet) : 16 in , Schedule No 30  
 Diameter Pipa (Outlet) : 5 in , Schedule No 80

---

## 2. VAPORIZER (V-120)

Fungsi : Merubah fase toluena cair menjadi fase gas

Type : Shell and tube heat exchanger



### 1. Heat Balance

Aliran bahan pana  $Q = 118563521\text{ kkal/hari} = 19612383\text{ Btu/jam}$   
 $W = 234631,64\text{ kg/hari} = 21553,067\text{ lb/jam}$   
 Aliran bahan ding  $W = 1125648\text{ kg/hari} = 103401,09\text{ lb/jam}$

### 2. LMTD

$T_1 = 300\text{ }^{\circ}\text{C} = 572\text{ }^{\circ}\text{F}$   
 $T_2 = 300\text{ }^{\circ}\text{C} = 572\text{ }^{\circ}\text{F}$   
 $t_1 = 61,4\text{ }^{\circ}\text{C} = 142,52\text{ }^{\circ}\text{F}$   
 $t_2 = 120\text{ }^{\circ}\text{C} = 248\text{ }^{\circ}\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{(\text{ } 572 \text{ } - \text{ } 248 \text{ } ) - (\text{ } 572 \text{ } - \text{ } 142,52 \text{ } )}{\ln \frac{(\text{ } 572 \text{ } - \text{ } 248 \text{ } )}{(\text{ } 572 \text{ } - \text{ } 142,52 \text{ } )}}$$

$$\text{LMTD} = 374,27\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,00 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,25$$

Dari Fig. 18 Kern, karena nilai  $R = 0$  maka  $F_T = 1$ , sehingga  $\Delta T = \text{LMTD}$

### 3. Temperatur Rata-rata

karena viskositas yang relatif kecil maka  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{572 + 572}{2} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{142,52 + 248}{2} = 195,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### 4. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 200 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \quad (\text{tabel 8, Kern})$$

### 5. Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 14$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,83 \text{ in}$$

$$a'' = 0,26 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i (a't) = 0,55 \text{ in}^2$$

### 6. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{19612382,51}{200 \times 374,27} = 262,01 \text{ ft}^2$$

### 7. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L_{ao}} = \frac{262,0112957}{16 \times 0,26} = 62,55$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dg ketentuan : (1-2 heat exchanger)

#### Shell

$$\text{ID} : 13,3 \text{ in}$$

$$B : 13,3 \text{ in}$$

$$\text{Pass} : 1$$

#### Tube

$$\text{No. of Tube} : 62$$

$$\text{OD, BWG} : 1 \text{ in, 14}$$

$$\text{Pitch} : 1,25 \text{ in triangular pitch}$$

Pass : 2

**8. Mengkoreksi harga  $U_D$** 

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 259,71 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 201,78 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)} \end{aligned}$$

*Hot fluid (shell) : steam***12 Flow area**Menghitung  $C'$ 

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1,3 - 1 \\ &= 0,3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T} \\ &= \frac{13 \times 0,3 \times 13}{144 \times 1,3} \\ &= 0,2 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**13 Mass velocity**

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{21553}{0,2438} \\ &= 88391 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

*Cold fluid (tube) : toluena***12 Flow area**

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{62 \times 0,3}{144 \times 1,3} \\ &= 0,1 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**13 Mass velocity**

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{w}{a_t} \\ &= \frac{103401}{0,0902} \\ &= 1146664 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_t}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{1146664,27}{3600 \times 63} \\ &= 5,1 \text{ fps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{14 Pada } t_a &= 195,26 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ &= 91 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{14 Pada } T_a &= 572 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 300 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 573 \text{ } ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.14 Kern didapatkan

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,10 \text{ cP} \\
 &= 0,24 \text{ lb/ ft.jam}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{0,7}{12} \\
 &= 0,1 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\
 &= \frac{0,06 \times 88391}{0,24200} \\
 &= 21915,21
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{15. Dari Fig. 28 Kern didapatkan } j_H \\
 j_H &= 81
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{16. Pada } T_a &= 572 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 300,00 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 573,00 \text{ } ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan *specific heat* didapatkan

$$c = 1,00 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$= 364 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,25 \text{ cP} \\
 &= 0,61 \text{ lb/ ft.jam}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 Kern didapatkan

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{0,8}{12} \\
 &= 0,1 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_t &= \frac{DG_t}{\mu} \\
 &= \frac{0,0695 \times 1146664}{0,60500} \\
 &= 131724,2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{15. Dari Fig. 28 Kern didapatkan } j_H \\
 j_H &= 600
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan *thermal cond.*

$$k = 0,5000$$

$$\text{Btu/(jam)}(\text{ft}^2)(^\circ\text{F/ft})$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,7851$$

$$\begin{aligned} 17. \quad h_o &= j_H \frac{k}{D_c} \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \quad \phi_s \\ \frac{h_o}{\phi_s} &= 81 \times \frac{0,50}{0,1} \times 0,8 \\ \frac{h_o}{\phi_s} &= 529,97 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

17. Dari Fig.25 Kern didapatkan

$$\text{Correction factor} = 0,9$$

$$\begin{aligned} h_i &= 1800 \times 0,9 \\ &= 1692 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 1692 \times \frac{0,8}{1} \\ &= 1411,1 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### 18. *Clean overall coefficient*

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1411,1 \times 529,97}{1411,1 + 529,97} \\ &= 385,28 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### 19. *Design overall coefficient*

Diketahui *external surface* /ft, a" =

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 62 \times 16 \times 0,3 \\ &= 259,71 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \cdot \Delta T} \\ &= 201,7756226 \end{aligned}$$

### 20. *Dirt factor*

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{385 - 202}{385 \times 202} = 0,00236 \quad \text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

### Ringkasan

530	h <sub>outside</sub>	1411
U <sub>c</sub>	=	385,28
U <sub>D</sub>	=	201,78
R <sub>d calc</sub>	=	0,00236
R <sub>d req</sub>	=	0,00200

### Pressure Drop

1.  $Re_s = 21915$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$f = ##### \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

2. *No. of crosses*

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{13}$$

$$N + 1 = 14$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 1,1 \text{ ft}$$

3.  $\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$

$$\Delta P_s = \frac{212514489}{3132000000}$$

$$= 0,0679 \text{ psi}$$

(Allowable 2 psi)

1.  $Re_t = 131724$

Dari Fig.26 Kern, didapatkan

$$f = 0,00035 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

2.  $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D_s \phi_t}$

$$\Delta P_t = \frac{14726196121}{3627900000}$$

$$= 4,06 \text{ psi}$$

3.  $G_t = 1E+06$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 2}{1} \times 0$$

$$= 0,1 \text{ psi}$$



$$\begin{aligned}
 4. \Delta P_T &= P_t + P_r \\
 &= 4 + 0,1 \\
 &= 4 \text{ psi} \quad (\text{Allowable } 10 \text{ psi})
 \end{aligned}$$

### 3. Kompresor (G-113)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan feed reaktor dari  
1 atm ke 30 atm

Tipe : *Centrifugal Compressor*

#### Memilih jenis kompresor

Kompresor yang digunakan adalah kompresor sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Kompresor sentrifugal umum digunakan di industri kim
- Pada dasarnya kompresor ini memiliki volume mesin yang besar,
- Kompresor sentrifugal tersedia/dapat digunakan untuk menaikkan tekanan hingga lebih dari 5.000 lb/in<sup>2</sup>.gauge. ,
- Dapat digunakan untuk kapasitas 1.000 – 150.000 ACFM (Actual ft<sup>3</sup>/menit). Penggunaan kompresor sentrifugal menjadi tidak ekonomis, bila volume suction dibawah 2.000 ACFM dan volume discharge dibawah 500 ACFM. Volume maksimum adalah 150.000 ACFM,
- Kompresor ini tidak mengotori gas kompresi oleh minyak pelumas,
- Biaya perawatan kompresor ini rendah
- Dalam operasinya membutuhkan biaya awal lebih rendah dibanding kompresor reciprocating,
- Kapasitas dari kompresor sentrifugal dapat dikontrol dengan mengatur kecepatan, mengurangi tekanan pada bagian suction, dan dengan mengatur pengendali vane pada bagian inlet,

- Kompresor sentrifugal dapat digunakan untuk gas yang mengandung padatan maupun cairan. Umumnya beberapa kompresor tidak dapat digunakan pada kondisi tersebut.
- Konstruksinya sederhana

(Sumber : John J. McKetta, Volume 10, 1979)

Komposisi gas masuk :

Komponen (kg/hari)	BM	kmol/jam	x
Toluena	1117634	92	12148,2
P-Xilena	3943,738	106	37,20507
M-xilena	1409,045	106	13,29287
O-xilena	2113,567	106	19,93931
Benzena	547,4633	78	7,01876
Hidrogen	0	2	0
Etilbenzena	0	106	0
<b>T o t a l</b>	<b>1125648</b>		<b>667,1099</b>
			<b>1</b>

Perhitungan kompresor menggunakan cara di Ludwig, Chapter 12, hal 443

$$T_s \text{ (in)} = 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 248 \text{ } ^\circ\text{F} = 708 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$T_d \text{ (out)} = 131,7 \text{ } ^\circ\text{C} = 268,97 \text{ } ^\circ\text{F} = 729 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$P_{in} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{out} = 30 \text{ atm} = 441 \text{ psi}$$

$$k = 1,089 \text{ (Tabel 12-4, Hal 411, Ludwig Vol.3)}$$

$$BM_{av} = 92,1624 \text{ lb/lbmc}$$

$$m = \frac{1125648 \text{ kg/hari} \times 2,206 \text{ lb/kg} \times 359 \text{ lbmc}}{92,1624 \text{ lb/lbmo}}$$

$$= 9674477,7 \text{ ft}^3/\text{hari (SCFD)}$$

$$= 975187347 \text{ m}^3/\text{s}$$

### Penentuan Jumlah Stage

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \text{ (Robin Smith, Appendiks B, B.47, Hal 659)}$$

Overall stage

$$N = 3 \quad \text{stage} \quad (\text{digunakan } 3 \text{ stage})$$

Rasio kompresi ( $R_c = 3,107$ )

Range  $R_c$  maks = 3 - 4,5

(Tabel 12-1 untuk Centrifugal Compressor, Ludwig Vol.3, Hal 369)

Maka jumlah stage 3 sudah memenuhi

### Perhitungan Tekanan Tiap Stages

a) First Stage

$$P_s = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_d = 46,18 \text{ psi}$$

$$R_c = 3,141$$

b) Second stage

$$P_s = 45,18 \text{ psi}$$

$$P_d = 140,9 \text{ psi}$$

$$R_c = 3,118$$

c) Third stage

$$P_s = 139,9 \text{ psi}$$

$$P_d = 441 \text{ psi}$$

$$R_c = 3,153$$

Pressure drop HE untuk gas sebesar = 1 psi

### Discharge Temperature first stage

$$T_{i1} = T_1 R_c^{\frac{k-1}{k}}$$

$$k = 1,089$$

$$T_{i1} = 777,4 \text{ } ^\circ\text{R} = 317,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2/T_1 = (P_2/P_1)^{\frac{k-1}{k}} \quad \dots \text{fig 12.22 Ludwig vol 3}$$

maka  $T_2/T_1 = 1,098$

$$T_2 = 777,4 \text{ } ^\circ\text{R} = 317,427 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**Discharge Temperature second stage**

$$T_{i1} = T_1 R_c^{\frac{k-1}{k}}$$

$$k = 1,089$$

$$T_{i1} = 853,2 \text{ } ^\circ\text{R} = 393,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2/T_1 = (P_2/P_1)^{\frac{k-1}{k}} \quad \dots \text{fig 12.22 Ludwig vol 3}$$

$$\text{maka } T_2/T_1 = 1,097$$

$$T_2 = 853,2 \text{ } ^\circ\text{R} = 393,151 \text{ } ^\circ\text{F} = T_3$$

**Discharge Temperature third stage**

$$T_{f2} = T_{i1}' R_c^{\frac{k-1}{k}}$$

Temperatur reference yang digunakan berdasarkan temperatur masuk kompresor = 120 °C

$$k = 1,089$$

$$T_{f2} = 777,7 \text{ } ^\circ\text{R} = 317,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**Horse Power****First Stage**

$$\text{BhP/MMCFD} = 64 \quad (\text{Fig. 12-21B, untuk } R_c = 3,1)$$

$$\text{Efisiensi Mekanil} = 0,95 \quad \text{dan } k = 1,089$$

$$\begin{aligned} \text{BhP} &= \frac{64 \times (14,7 / 14,7) \times (317) \times 9674477,7}{(460 + 248) \times 1000000} \\ &= 277,59909 \text{ hP} \end{aligned}$$

**Second stage**

$$\text{BhP/MMCFD} = 64 \quad (\text{Fig. 12-21B, untuk } R_c = 3,1)$$

$$\text{Efisiensi Mekanil} = 0,95 \quad \text{dan } k = 1,089$$

$$\begin{aligned} \text{BhP} &= \frac{64 \times (14,7 / 45,18) \times (393) \times 9674477,7}{(460 + 248) \times 1000000} \\ &= 111,87671 \text{ hP} \end{aligned}$$

### Third stage

BhP/MMCFD = 64 (Fig. 12-21B, untuk  $R_c = 3,1$

Efisiensi Mekanil = 0,95 dan  $k = 1,089$ )

$$\text{BhP} = \frac{64 \times (14,7 / 139,9) \times (318) \times 9674477,7}{(460 + 248) \times 1000000}$$

$$= 29,195842 \text{ hP}$$

Maka BhP tota = BhP1 + BhP2 + BhP3

$$= 418,6716389$$

Pemilihan Material berdasarkan Tabel 12-8A (Ludwig Vol.3 Hal 475)

Table 12-8A  
General Material Specifications  
for Noncorrosive Applications

Also See Tables 12-8B-F	
Part	Material
Casing (low pressure)	Cast semi-steel or cast steel
(high pressure)	Cast steel or forged steel
Shaft	Carbon steel (AISI-C1045), 18-8 stainless, or alloy steel forging AISI 4340.
Impeller* (discs, covers, blades)	Forging: SAE 1040, 1045, ASTM A-294 B-4, 18-8 stainless or AISI 4130, 316 SS.
Rivets	Forged AISI Type 410, or as previously listed.
Diaphragms (uncooled)	Cast iron, ASTM-A48-C1 30.
(cooled)	Cast iron, ASTM-A48-C1 30.
Inlet guide vanes	Cast iron, ASTM-A48-C1 30.
Shaft sleeves	Steel AISI-1010, or alloy steel, 316 SS.
Labyrinth (internal)	Aluminum, lead (ASTM-B-23 gr. 8 high lead), bronze.
(shaft)	Aluminum, lead (ASTM-B-23 gr. 8 high lead), bronze.
Seals, <sup>†</sup> rotating face	Bronze, carbon as required, tungsten carbide.
Mechanical seals	316 Carbon
Bearings (journal, precision faced thrust)	Steel-backed, babbit-faced, ASTM B-23 gr. 3 high up as recommended by manufacturer.
Thrust balancing disc	Steel, AISI-1023, or ASTM-A-294 gr. B forging.

\*For tip speed of 1,100 fpm Titanium

<sup>†</sup>For high pressure 17-4 Ph SS

### Resume Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: G-113
Fungsi	: Untuk menaikkan tekanan umpan reaktor dari 1 atm ke 30 atm
Jenis	: <i>Centrifugal Compressor (3 stage)</i>
Bahan	: <i>Cast Steel</i>
Tekanan first stage	: 14,7 psi

Tekanan second stage	: 46,18 psi
Tekanan third stage	: 441 psi
Power	: 418,67 hp
Jumlah	: 2

---

#### 4. *Flash Tank (H-220)*

Tujuan Perancangan :

1. Menentukan tipe *flash tank*
2. Menentukan bahan konstruksi *flash tank*
3. Menghitung kapasitas *flash tank*
4. Menghitung tinggi dan diameter dari *flash tank*
5. Menghitung tebal dinding *flash tank*
6. Menghitung tebal *head*
7. Menghitung tinggi *head*

Kondisi :  $T = 75\text{ }^{\circ}\text{C} = 165,2\text{ }^{\circ}\text{F} = 348\text{ K}$

$P = 1\text{ atm}$

Menentukan tipe *flash tank*

*Flash tank* dipilih berbentuk silinder vertikal berbentuk *torispherical dished head* dengan pertimbangan :

- Kondisi operasi *flash tank* pada tekanan 1 atm dan suhu 75
- Proses pemisahan fase gas dan cair lebih baik dengan luas penampang yang lebih besar

Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Austentic Stainless Steel, AISI type 304* dengan komposisi :

- $\text{Cr} = 18 - 20\%$  -  $\text{Si} = 0$
- $\text{Ni} = 8 - 10.5\%$  -  $\text{Mn} = 0$
- $\text{C} = 8\text{E-}04$

(Perry, edisi 6, hal : 23-44)

Dengan pertimbangan sebagai berikut :

- untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis
- Harga relatif murah
- Tahan terhadap panas dan korosi

Langkah Perancangan :

1 . Menentukan volume spesifik uap (Vs)

Komponen	kmol	$y_i$	$P_c$ (bar)	$T_c$ (K)	$\omega$	BM
Hidrogen	562824	1	13,3	33,19	-0,22	2
Total	562824	1	13,3	33,19	-0,22	2

Komponen	$y_i \cdot T_{c_i}$	$y_i \cdot P_{c_i}$	$y_i \cdot \omega$	$y_i \cdot BM$
Hidrogen	33,19	13,304	-0,216	2
Total	33,19	13,30	-0,22	2,00

Dari Smith Van Ness Ed.4 hal85

$$Tr = \frac{T}{\sum y_i \cdot T_{c_i}} = \frac{348}{33,19} = 10,4851$$

$$Pr = \frac{P}{\sum y_i \cdot P_{c_i}} = \frac{1}{13,30} = 0,07517$$

Dari harga  $Tr$  dan  $Pr$  menurut gambar 3.11 Smith Van Ness maka digunakan generalized virial koefisien.

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,083 - \frac{0,422}{42,95} = 0,073$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,139 - \frac{0,172}{19338} = 0,139$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega \cdot B^1 = 0,073 + (-0,03) = 0,04315$$

$$Z = 1 + \frac{BP_c}{RT_c} \times \frac{Pr}{Tr}$$

$$Z = 1 + 0,04315 \times 0,00717 = 1$$

$$V_s = \frac{ZRT}{P} = \frac{1 \times 0,1 \times 347}{1} = 28,48 \frac{m^3}{kmol}$$

## 2 . Menentukan densitas uap dan cairan

Densitas *Vapor* ( $\rho_V$ )

$$BM_{campuran} = 2,00 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_V = \frac{BM_{campuran}}{V_s} = \frac{2,00}{28,48} = ##### \frac{kg}{m^3} = 0,004 \frac{lb}{ft^3}$$

Densitas Liquid ( $\rho_L$ )

Menentukan densitas campuran liquida dengan persamaan dari yaws, menggunakan parameter sebagai berikut :

Dimana,  $\rho$  = densita  $kg/m^3$

T = temperatur,  $^{\circ}K$

$$T = 75 \text{ } ^{\circ}C = 348 \text{ } ^{\circ}K \quad P = 1 \text{ atm}$$

Tabel C Densitas campuran liquida

Komponen	kg	$x_i$	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
Toluena	438551	0,371	816,8	303,3
P-xilena	196971	0,354	813,5	288,1
M-xilena	78620,1	0,033	817	26,88
O-xilena	117930	0,01	833,5	8,502
Benzena	288420	0,218	816,8	178
Etil benzena	5155,99	0,014	818,9	11,14
Total	1125648	1		815,8

$$\rho_L = 815,84 \text{ kg/m}^3 = 50,93 \text{ lb/ft}^3$$



### 3 . Menentukan volume vapor dan liquid

$$\text{Massa} = 1125648 \text{ kg/hari} = 13,03 \text{ kg/s} = 28,72 \text{ lb/s}$$

$$\text{Massa Liquid} = 1\text{E}+06 \text{ kg/hari} = 13,03 \text{ kg/s} = 28,72 \text{ lb/s}$$

$$\text{Volume Vapor} = \frac{\text{massa vap}}{\rho_v} = \frac{13,03}{0,07} = 185,5 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Volume Liquid} = \frac{\text{massa liq.}}{\rho_L} = \frac{13,03}{815,8} = 0,016 \text{ m}^3/\text{s}$$

### Menentukan volume *Drum Separator*

Direncanakan vapor memiliki waktu tinggal (hold-up) 0.1 mnt

Direncanakan cairan memiliki waktu tinggal (hold-up) 10 mnt

$$\text{Volume Liq} = 0,016 \times 10 \times 60 = 9,6 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Vap} = 185,5 \times 0,1 \times 60 = 1113 \text{ m}^3$$

$$\text{Jadi Volume T} = 1123 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10 %, maka volume *drum separator* menjadi :

$$V' = 1,1 \times 1123 = 1235 \text{ m}^3 = 43612 \text{ ft}^3 = 75360851,1 \text{ in}^3$$

### 4 . Menghitung *maximum design vapor velocity* ( $U_v$ )

$$\begin{aligned} S_{\text{fac}} &= \frac{L}{V} \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0,5} \\ &= \frac{29}{29} \left( \frac{0,07}{815,8} \right)^{0,5} \\ &= 0 \end{aligned}$$

Dari Fig 1 McKetta halaman 438 didapatkan  $K_v = 0,4$

$$\begin{aligned} U_v &= K_v \times \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \\ U_v &= 0,4 \times \left( \frac{815,84 - 0,1}{0,07} \right)^{0,5} \\ U_v &= 43 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$= 13 \text{ m/s}$$

5 . Menghitung dimensi tangki

a. Menentukan diameter dalam tangki (ID)

Volume *torispherical head* ( $V_h$ )

$$V_h = 4,9E-05 \text{ Di}^3 \text{ (ft}^3\text{) Brownell \& Young, 88}$$

$$V_h = 0,08467 \text{ Di}^3 \text{ (in}^3\text{)}$$

$\text{Di} = \text{inside diameter (in)}$

$$L/D = 4 \quad (\text{Silla page 285})$$

$$V_s = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2 \cdot V_{\text{head}}$$

$$= \frac{3,1 \times D' \times 4I}{4} + 2 \times 0,08467 \text{ Di}^3$$

$$= 3,309 \text{ Di}^3$$

$$\text{Di}^3 = \frac{7,5E+07}{3,3093}$$

$$\text{Di} = 283,44 \text{ in} = 7,20 \text{ m}$$

$$L = 4 \times 283,44 \text{ in}$$

$$= 1133,78 \text{ in}$$

$$= 28,80 \text{ m}$$

b. Menentukan Volume *Drum Separator*

Volume silinder ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{\pi \cdot \text{Di}^2 \cdot L}{4}$$

$$V_s = \frac{3,1 \times 283,44 \times 1133,78}{4}$$

$$V_s = 71504525,48 \text{ in}^3$$

Volume drum separator ( $V_t$ )

$$\begin{aligned} V_t = V_s + 2.V_h &= 71504525,48 + 2 \times 0,08467 \text{ Di}^3 \\ &= 71504525,48 + 2 \times 0,08467 \times \text{####}^3 \\ &= 75360851,07 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

c. Menghitung luas penampang tangki (A)

$$A = \frac{\pi.D_i^2}{4} = \frac{3,1 \times 51,83}{4} = 40,69 \text{ m}^2$$

6 . Menentukan tinggi liquid ( $H_L$ )

$$\begin{aligned} \text{Volume untuk 10 menit} &= 0,016 \times 10 \times 60 \\ \text{hold up} &= 9,58 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Kedalaman liquid} = \frac{9,58}{40,69} = 0,235 \text{ m}$$

7 . Menentukan tebal dinding tangki ( $t_s$ )

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell & Young halaman 254 yaitu :

$$t_s = \frac{P.r_i}{f.E - 0,6 P} + c \quad (\text{pers.13.1 Brownell \& Young})$$

Dimana :  $f$  = tekanan maksimum yang diijinkan

$t_s$  = tebal shell (in) (psia) ( $118 \times 10^6 \text{ N/m}^2$ ) =

$P$  = tekanan internal (psi) (17114,4530526 psia)

$r_i$  = jari – jari dalam (in)  $c$  = faktor korosi

$E$  = efisiensi pengelasan (0,85)

Tangki didesain sebagai berikut :

- Suhu = 348 K

- Tekanan = 101 kPa : 14,7 psia

- Bahan Konstruksi = Austenitic stainless steel, AISI tipe 304 dengan komposisi : Cr = 18 - 20 %; Si = 1 %; Ni = 8 - 10.5 %; C = 0.08 %; Mn = 2 % (*Perry, ed 6, hal 23-44*)
- Bentuk head = Torispherical dished head
- Jari - jari dalam =  $ID/2 = 283,4 / 2 = 141,7 \text{ in}$

$$t_s = \frac{14,7 \times 141,7}{17114 \times 0,9 - 0,6 \times 14,7} + 0,1 = 0,268 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal  $\frac{5}{16}$  in

#### 8 . Menentukan tebal head tangki

Bahan yang digunakan sebagai head sama dengan yang digunakan untuk shell, karena tekanan kurang dari 200 psi, maka dipilih head jenis torispherical dished head (Brownell hal. 88).

$$\begin{aligned} (OD)_s &= (ID)_s + 2.t_s \\ &= 283,44 + 2 \times 0,313 \\ &= 284,07 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 240 in, dengan tebal shell  $1 \frac{3}{8}$  in dari tabel 5.7. Brownell & Young hal 91, diperoleh harga :

$$rc = 180$$

$$icr = 14 \frac{7}{16}$$

Berdasarkan persamaan 7.76 & 7.77, Brownell & Young hal 138

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{rc}{icr} \right)^{0,5} \right)$$

dalam hal ini : W = faktor intensifikasi stress

$$W = 1 \frac{31}{49}$$

$$t_h = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2.} + c$$

$$t_h = \frac{14,7}{2} \times \frac{180}{17114} \times \frac{1,63}{0,9 - 0,2} + 0,1 = 0,3 \text{ in}$$

Digunakan tebal head  $\frac{5}{16}$  in

#### 9 . Menghitung tinggi head

$$ID = 283,44 \text{ in}$$

$$OD = 284,07 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{283,44}{2} = 141,7 \text{ in}$$

$$BC = rc - ic = 180 - 14 \frac{7}{16} = 165 \frac{9}{16} \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 141,7 - 14 \frac{7}{16} = 127,28 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 105,9 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 180 - 106 = 74,12 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head  $\frac{1}{4}$  in diperoleh harga sf =  $1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2}$ .

Maka :

$$\begin{aligned} Hh &= th + b + sf \\ &= 0,3 + 74,12 + 2 \\ &= 76,4 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 10 . Menentukan tinggi tangki separator total

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki separato} &= (2 \times Hh) + L \\ &= (2 \times 76) + 1133,78 = 1287 \text{ in} \\ &= 107,2 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Resume *Flash Tank*

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: H-220

Fungsi : Memisahkan produk reaktor dari gas hidrogen dan  
 Tipe : Silinder vertikal berbentuk torispherical  
 Kapasitas Tangki : 1123 m<sup>3</sup>  
 Diameter Tangki : 7,215 m  
 Tinggi Tangki : 2,722 m  
 Bahan konstruksi : Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304  
 Kondisi : Campuran Vapor (top) - Liquid (bottom)  
 Tekanan : 1 atm  
 Suhu : 75 °C

---

## 5. Reaktor (R-210)

Kode : R-210

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi Disproporsionasi toluena dengan bahan baku utama toluena membentuk P-xilena

### 1. Menentukan Kondisi Feed

#### A. Menghitung BM Feed

Untuk menghitung BM feed digunakan persamaan :

$$BM = \sum (Y_i \times B_{mi})$$

$$\text{Laju Feed} = 2251296 \text{ kg/hr} = 93804 \text{ kg/jam}$$

Komponen	BM	kmol/jam	Y <sub>i</sub>	Y <sub>i</sub> x B <sub>mi</sub>
Toluena	92	12148,1977	0,0211255	1,943543798
P-xilena	106	37,2051	6,47E-05	0,006858087
M-xilena	106	13,2929	2,312E-05	0,002450306
O-xilena	106	19,9393	3,467E-05	0,003675449
Benzena	78	7,0188	1,221E-05	0,000952033
Hidrogen	2	562824	0,9787398	1,957479659
TOTAL		575049,6538	1	3,914959332

## B. Menghitung harga Z Feed

$$Z = 1 + \left[ \frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \right] \left[ \frac{P_r}{T_r} \right]$$

persamaan yang digunakan untuk menghitung  $P_c$ ,  $T_c$ , dan  $\omega$  campuran diperoleh dari Smith Van Ness 6th edition persamaan

358 hal 107

$$P_c = \sum (Y_i \times P_{ci})$$

$$T_c = \sum (Y_i \times T_{ci})$$

$$\omega = \sum (Y_i \times \omega_i)$$

Komponen	Yi	Pc(atm)	Tc(K)	$\omega$	Yi x Pc	Yi x Tc	Yi x $\omega$
Toluena	0,0211	2,0849	591,8	0,262	0,044045	12,502057	0,0055
P-xilena	6E-05	0,0064	616,2	0,322	4,131E-07	0,0398675	2E-05
M-xilena	2E-05	0,0023	617,1	0,326	5,274E-08	0,0142649	8E-06
O-xilena	3E-05	0,0034	630,3	0,31	1,187E-07	0,0218551	1E-05
Benzena	1E-05	0,0012	562,2	0,21	1,47E-08	0,006862	3E-06
Hidrogen	0,9787	96,594	33,19	-0,216	94,540504	32,484375	-0,2114
TOTAL	1				94,584549	45,069281	-0,2058

Feed masuk reaktor pada kondisi :

$$T = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 523 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ atm}$$

$$T_C = 45,07 \text{ K} \quad P_C = 94,58 \text{ Atm} \quad \omega = -0,21$$

$$T_R = \frac{T}{T_C} = 11,6 \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} = 0,0746455$$

$$P_R = \frac{P}{P_C} = 0,317 \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} = 0,1389942$$

$$\frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} = B^0 + \omega \times B^1$$

$$= 0,07465 + -0,2058 \times 0,1390$$

$$= 0,046036185$$

$$\begin{aligned} Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\ &= 1 + 0,046036 \times \frac{0,317}{11,6} \\ &= 0,99229 \end{aligned}$$

C. Menghitung Density Feed ( $\rho$ )

$$\rho = \frac{P \cdot \text{BM}}{Z \cdot R \cdot T} = \frac{0,003 \text{ gram}}{\text{cm}^3} = 2,758213727 \text{ kg/m}^3$$

D. Laju Volumetrik Feed ( $V$ )

$$V = (Z \cdot n \cdot R \cdot T) / P$$

$$\text{Laju feed} = 575049,654 \text{ mol/jam} = 159,7360149 \text{ mol/det}$$

$$\begin{aligned} v_0 &= (0,9923 \times 159,736 \text{ mol/det} \times 32,057 \text{ cm}^3(\text{atm})\text{mol}^{-1}\text{K} \times 723 \text{ K}) / 30 \\ &= 88582,20301 \text{ cm}^3/\text{det} \\ &= 0,08858 \text{ m}^3/\text{det} = 88,5822 \text{ dm}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Berdasarkan buku Levenspiel hal.111, dapat diketahui konstanta ke-  
reaksi dengan rumus. Dimana, reaksi tidak bolak-balik ( $\epsilon_A = 0$ )

$$\frac{n}{-r_A} = 2 \quad k\tau C_{A0} = \frac{C_{A0} - C_A}{C_A} = \frac{X_A}{1 - X_A} \quad (3.16)$$

$$K = 0.0002618 \times e^{17(28.16/T)}$$

$$K = 0,00065$$

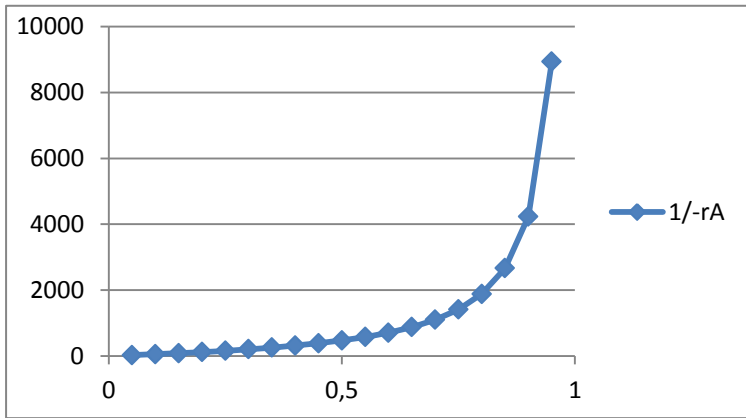
$$-r_A = 0,00213 = \frac{X_A}{1 - X_A}$$



Dari persamaan tersebut didapatkan data sebagai berikut :

XA	1/-rA
0	0
0,05	24,75365023
0,1	52,25770604
0,15	82,99753312
0,2	117,5798386
0,25	156,7731181
0,3	201,5654376
0,35	253,2488831
0,4	313,5462362
0,45	384,8067445
0,5	470,3193544
0,55	574,8347664
0,6	705,4790316
0,65	873,4502295
0,7	1097,411827
0,75	1410,958063
0,8	1881,277417
0,85	2665,143008
0,9	4232,874189
0,95	8936,067733

Dari data tersebut didapatkan grafik :



Sisi Sejajar		t	Luas
24,7537	52,2577	0,05	1,9252839
52,2577	82,9975	0,05	3,381381
82,9975	117,58	0,05	5,0144343
117,58	156,773	0,05	6,8588239
156,773	201,565	0,05	8,9584639
201,565	253,249	0,05	11,370358
253,249	313,546	0,05	14,169878
313,546	384,807	0,05	17,458825
384,807	470,319	0,05	21,378152
470,319	574,835	0,05	26,128853
574,835	705,479	0,05	32,007845
705,479	873,45	0,05	39,473232
873,45	1097,41	0,05	49,271551
1097,41	1410,96	0,05	62,709247
1410,96	1881,28	0,05	82,305887
1881,28	2665,14	0,05	113,66051
2665,14	4232,87	0,05	172,45043
4232,87	8936,07	0,05	329,22355

Total  
9,977E+02

$$\begin{aligned}
 W1 &= Fa0 \int_0^X \frac{dX}{-r_A} \\
 &= 3,3745 \times 9,977E+02 \\
 &= 3366,8956 \text{ kg katalis}
 \end{aligned}$$

#### E. Menghitung kebutuhan katalis

Reaktor Fixed Bed menggunakan Katalis Zeolit dengan tipe ZSM-5 dengan data sebagai berikut :

Bentuk	: Spheres
Bulk density ( $r_p$ )	: $1,79 \text{ g/cm}^3 = 1790 \text{ kg/m}^3$
Surface Area	: $45 \text{ m}^2/\text{g}$
Diameter ( $D_p$ )	: $0,2 \text{ cm} = 0,002 \text{ m}$
Void Fraction ( $e$ )	: $0,365$

#### F Menghitung kebutuhan Katalis

$$\begin{aligned}
 \text{Residence time} &= 1 \text{ s (wallas p595)} \\
 \text{Volum katalis} &= W \text{ katalis} / \rho \text{ katalis} \\
 &= 1,8809473 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### 3 Menghitung Diameter dan Tinggi Reaktor

Asumsi liquid menempati 80% dari volume reaktor, maka

$$\begin{aligned}
 V_{\text{reaktor}} &= \frac{100}{100} \times (V_{\text{katalis}} + V_{\text{feed}}) \\
 &= 1 \times 11,33 \\
 &= 11,3279 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Diambi } L = 2 D$$

Jadi :

$$V_{\text{reaktor}} = 1/4\pi D L$$

$$11,33 = 0,3 \times 3 \times 2 D^3$$

$$D = 1,9 \text{ m} = 76 \text{ in}$$

$$L = 3,9 \text{ m} = 152,152 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\text{Diameter reaktor} = 76 \text{ in} = 114 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = 152,152 \text{ in} = 12,6793 \text{ ft} = 3,865 \text{ m}$$

**\* Perhitungan tebal bejana (*Brownell*)**

$$p = 110\% \times P = 30 \text{ atm} = 441 \text{ psia}$$

$$D = 114 \text{ in}$$

$$f = 20000 \text{ psia} \text{ (*Brownell*, Hal 252 untuk SA-182 Grade F tipe 310)}$$

$$E = 0,8 \text{ (Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint)}$$

$$C = 0,25 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{pD}{2(fE - 0.6P)} + C$$

$$= \frac{441 \times 114}{2(20000 \times 0,8 + 0.6 \times 441)} + 0,25$$

$$t_s = 1,8 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } t_s = 2 \text{ in}$$

**Perhitungan tebal tutup**

Dipilih tutup : Elliptical Dished head karena P operasi >

$$f = 20000 \text{ psi} \text{ (*Brownell*, Appendiks D, Item 4, Hal 344 untuk SA-182 Grade F tipe 310)}$$

$$E = 0,8 \text{ (Tabel 13.2 hal 254 untuk double welded butt joint)}$$

$$c = 0,3 \text{ in}$$

$$k = a/b = 2$$

↳

:

$$(7-56) : V = \frac{(2 + 2^2)}{6} = 1$$

$$(7-57) :$$

$$t_h = \frac{pdV}{(2fE - 0.2p)} + c$$

$$= \frac{441 \times 114 \times 1}{2 \times 20000 \times 1 - 0 \times 441} + 0,3$$

$$= 1,829770988$$

Dipilih  $t_h = 2$  in

### **\*Spesifikasi *tube* dan *shell***

#### **Spesifikasi *tube***

Pemilihan diameter *tube* ditentukan berdasarkan ukuran butir katalis agar memberikan perpindahan panas yang maksimal. Berikut ini merupakan tabel hubungan antara  $D_p/ID$  dengan  $h_w/h$

$D_p/ID$	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
$h_w/h$	5,5	7	7,8	7,5	7	6,6

*Smith, J.M., 1981*

Dimana

$$h_w =$$

koefisien transfer panas untuk *tube* dengan bahan isian

$h$  = koefisien transfer panas untuk *tube* kosong

Agar memberi transfer panas yang optimum, dipilih

$$\frac{h_w}{h} = 7$$

$$\frac{D_p}{D} = 0,1$$

sehingga diperoleh

$$ID = \frac{0,0057}{0,1} \text{ m} = 0,057 \text{ m} = 2,24409 \text{ in}$$

Dari Appendix K *Brownell and Young*, dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS : 2 in = 0,0508 m

Sch. No : 40 ST 40S

OD : 2,375 in = 0,06033 m

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &: 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m} \\
 \text{Tebal} &: 0,154 \text{ in} = 0,00391 \text{ m} \\
 \text{Dp/ID} &: 0,109
 \end{aligned}$$

Jumlah *tube*

$$A_c : 3,356 \text{ in}^2 = 0,02331 \text{ ft}^2$$

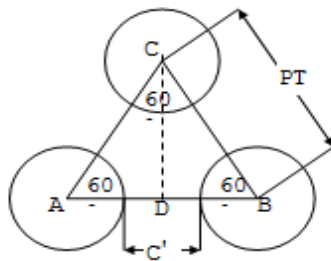
$$\text{Length} : 40 \text{ ft}$$

$$n_t = \frac{V_1}{A_c \times l}$$

$$\begin{aligned}
 n_t &= \frac{9095,94}{0,0233056 \times 40} \\
 &= 9757,26
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi *shell*

Pipa-pipa disusun dengan pola *triangular pitch* (segitiga sama sisi), agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_o$ )



$P_T$  = jarak antara 2 pusat pipa

Dipilih  $P_T = 1,25 \text{ OD}$

$C' = \text{clearance} = P_T - \text{OD}$

$CD = P_T \sin 60^\circ$

Diameter *shell*

$$\begin{aligned} A_{\text{total}} &= 2 N (A_{\text{pipa}} + A_{\text{antar pipa}}) \\ &= 2 N (\text{luas segitiga ABC}) \end{aligned}$$

$$\frac{\pi}{4} ID_s^2 = 2 N \frac{1}{2} P_T^2 \sin 60^\circ$$

$$ID_s^2 = 61,21$$

$$ID_s = 7,823 \text{ m} = 308,008 \text{ in}$$

Tebal *shell*

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

Dimana  $P$  = tekanan desain, psi

$r_i$  = jari-jari dalam *shell*, in

Bahan konstruksi *Stainless steel SA - 167 grade 11*

$$f = 17000 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{op}} &= 30 \text{ atm} = 441 \text{ psi} \\ &= 1,1 \times 441 - 14,5 \\ &= 470,6 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{470,6 \times 154,004}{17000 \times 0,85 - 0,6 \times 988,9} + 0,125 \\ &= 5,355 \text{ in} \\ &= 0,136 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{dipilih tebal shell standar} = \frac{86}{16} \text{ in}$$

Diameter luar *shell*

$$\begin{aligned} \text{OD}_s &= \text{ID}_s + 2 t_s \\ &= 7,823 + 0,272 \\ &= 8,095 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi shell} = \text{panjang pipa} = 40 \text{ ft} = 12,19 \text{ m}$$

### Perhitungan tebal tutup

Dipilih tutup : Elliptical Dished head karena P operasi > 200 psi (Brownel hal 88)

$$f = 20000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, Ap. D, Item 4, Hal 344 untuk SA-182 Grade F 310})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 hal 254 untuk double welded butt joint})$$

$$c = 0,3 \text{ in}$$

$$k = a/b \quad 2$$

Dipilih bentuk elliptical head menggunakan persamaan (7-56) dan (7-57) Brownell, Hal 133

$$(7-56) : V = \frac{(2 + 2^2)}{6} = 1$$

(7-57) :

$$\begin{aligned} \text{th} &= \frac{\text{pdV}}{(2fE - 0.2p)} + c \\ &= \frac{0 \times 0 \times 1}{2 \times 20000 \times 1 - 0 \times 0} + 0,3 \\ &= 0,25 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih th} = 2 \text{ in}$$

### Resume Reaktor

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	: R-210
Fungsi	: Tempat Reaksi Disproporsionasi Toluen
Tipe	: tubular reactor
Kapasitas	: 32,5 m <sup>3</sup>
Bahan konstrul	: Low -alloy steel SA - 302 Grade B
Tipe sambungε	: Double welded but joint
Jenis tutup	: Elliptical head



Tinggi Reaktor: 5,491 m  
 Tebal Reaktor : 2 in  
 Tebal tutup : 2 in  
 Jumlah : 1 buah

---

## 6. Crystallizer (X-410)

Fungsi : Memisahkan P-xilena dari campuran isomer lain dengan mengkristalkan p-xilenanya berdasarkan *freezing point*

Tipe : Swenson Crystallizer with agitated

### Menentukan tipe tangki penyimpan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich (Max 1.184 atm dan 40°C)

### Menentukan dimensi tangki.

Bahan baku MixedXylene disimpan untuk jangka waktu : 1 jam

Jumlah MixedXylene yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$469636 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1 \text{ hr} = 19568,2 \text{ kg}$$

Menghitung volume MixedXylene di *Crystallizer*

Dimana T dalam satuan Kelvin (K), dan density dlm  $\text{kg/m}^3$  sehingga perlu dikalikan dengan BM masing-masing komponen agar didapatkan satuan  $\text{kg/m}^3$

$$T = 4 \text{ } ^\circ\text{C} = 277 \text{ K}$$

<b>Komponen</b>	<b><math>x_i</math></b>	<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b><math>\rho \cdot x_i</math></b>
Toluena	0,002	883,3	1,855
P-xilena	0,86	876,2	753,6
M-xilena	0,08	879,8	70,38
O-xilena	0,025	895,1	22,2
Benzena	0,003	866,8	2,254
EtilBenzena	0,03	881,5	26,8
Total	1	5283	877,1

data densitas didapatkan dari Perhitungan dari buku Yaws

$$\rho = 877,108 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho = 0,03169 \text{ lb/in}^3$$

$$\rho = 54,7316 \text{ lb/ft}^3$$

#### Menentukan bahan konstruksi,

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon steel, SA-

- Bahan baku berwujud cairan non korosif
- Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- Harga relatif lebih murah
- Maximum allowable stress : 16250 psi  
cukup besar

Volume MixedXylene yang ditampung,

$$19568,2 \text{ kg} \times \frac{1}{877,1083 \text{ kg/m}^3} = 22,3099 \text{ m}^3$$

$$= 140,325 \text{ bbl}$$

Safety factor tangki : 0,1

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 154,3572 \text{ bbl} = 892,1847 \text{ ft}^3$$

$$H \text{ tangki} = 1,5 \text{ OD}$$

$$\text{volume} = \text{Volume setengah} + \text{volume} + \text{Volu}$$

$$892,185 \text{ ft}^2 = 2 \times 0,0847 \text{ d}^3 + (\pi/4 \times d^2 \times H)$$

$$892,185 \text{ ft}^2 = 0,16956 \text{ d}^3 + 1,1785714 \text{ d}^3$$

$$892,185 \text{ ft}^2 = 1,3481314 \text{ d}^3$$

$$d^3 = 661,79353$$

$$OD = 8,7144672 \text{ ft}$$

$$OD = 8,71447 \text{ ft} = 2,65617 \text{ m} = 104,573 \text{ in}$$

distandardk $\epsilon$  OD = 108 in

### Menentukan tinggi liquida dalam crystalizer :

$$H = 1,5 \text{ OD}$$

$$H = 13,0717 \text{ ft} = 3,98425 \text{ m} = 156,86 \text{ in}$$

### Menentukan P design :

$$P \text{ total} = P \text{ hidrostatik} + P \text{ dalam tangki}$$

$$= r \times (g/g_c) \times H_l + 14,7$$

$$= 54,73 \times 1 \times \frac{13,07}{144} + 14,7$$

$$= 19,6683 \text{ psi}$$

$$\text{Maka Tekanan Desi} = 1,2 \times (P \text{ total})$$

$$= 1,2 \times 19,6683$$

$$= 23,602 \text{ psi}$$

Bahan yang digunakan Carbon steel, SA-212 grade A

$$f = 16250 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

### Menentukan tebal silinder :

$$ts = \frac{Pd \times OD}{2 \times (fE - 0.6 Pd) + C}$$

dimana : ts = Tebal minimum silinder

$P_d$  = Tekanan Design, psi  
 $f$  = Allowable stress, psi  
 $OD$  = Diameter luar silinder, in  
 $E$  = Effisiensi sambungan las  
 $C$  = Tebal untuk korosi, ditetapkan 1/8 in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{23,6 \times 108}{2 \times 16250 \times 0,8 - 0,6 \times 23,60195} + 0,125 \\
 &= 0,223 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan tebal Stand = 3/8 in = 0,375 in

Diameter dalam bejana

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_c - 2 t_s \\
 &= 108 - 0,75 \\
 &= 107,25 \text{ in} \\
 &= 8,9375 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menghitung tinggi tutup

$$h = 0,169 \text{ do}$$

$$h = 18,252 \text{ in}$$

### Menghitung tebal tutup $r = 102$ (Table 5.7 Brownell

Tutup atas

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{0,885 P_{des} r}{(fE - 0,1p_i)} + C \quad \text{brownell hal 258} \\
 &= \frac{0,885 \times 23,602 \times 102}{(16250 \times 0,8 - 0,1 \times 24)} + 0,1 \\
 &= 0,28892 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan system pengaduk :

Ditentukan jenis pengaduk : flat six-blade open turbine

Dari Geankoplis, hal 154 didapatkan data sebagai berikut :

$$Da/Dt = 0,3-0,5$$

$$H/Dt = 1$$

$$\begin{aligned}
 W/Da &= 1/5 \\
 C/Dt &= 1/3 \\
 L/Da &= 1/4 \\
 J/Dt &= 1/12
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Da &= 0,3 \times Dt \\
 &= 32,18 \text{ in} = 2,671 \text{ ft} = 0,817 \text{ m} \\
 H &= 1 \times Dt \\
 &= 107,3 \text{ in} = 8,902 \text{ ft} = 2,724 \text{ m} \\
 W &= 1/5 \times Da \\
 &= 6,435 \text{ in} = 0,534 \text{ ft} = 0,163 \text{ m} \\
 C &= 1/3 \times Dt \\
 &= 35,75 \text{ in} = 2,967 \text{ ft} = 0,908 \text{ m} \\
 L &= 1/12 \times Da \\
 &= 2,681 \text{ in} = 0,223 \text{ ft} = 0,068 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Power Pengaduk :

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan putaran} &= 7 \text{ rpm} \\
 &= 0,117 \text{ rps} \\
 1034589 \mu &= 0,716 \text{ cp} = 0,00072 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

rumus :

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{n \times Da^2 \times \rho}{\mu} \\
 &= 95480,1
 \end{aligned}$$

dengan curve 2 dari fig 3.4-4

$$Da/W = 8$$

$$Np = 2,3$$

Perhitungan power digunakan Ludwig vol-1, pers. 5.5, hal 299

$$\begin{aligned}
 P &= Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 \\
 &= 1,16784 \text{ J/s} = 1,16784 \text{ W}
 \end{aligned}$$

$$\text{kehilangan karena gesekan} = 0,1$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kehilangan karena system transi} &= 0,2 \\
 \text{Mak Power input} &= (0,3 \times 0,19) + 0,19 \\
 &= 1,51819 \text{ W} \\
 \text{Efisiensi motor ditentukan} &= 0,8 \\
 \text{Power motor} &= \frac{1,5181901}{0,8} = 1,89774 \text{ W}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan coil pendingin

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 100,4 \text{ } ^\circ\text{C} & t_1 &= -196 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &212,7 \text{ } ^\circ\text{F} & &-320 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 4 \text{ } ^\circ\text{C} & t_2 &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &39,2 \text{ } ^\circ\text{F} & &86 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 D_{t1} &= 108,7 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 D_{t2} &= 359,6 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa IPS = 2 in Schedule number= 40

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 2,067 \text{ in} \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 a' &= 3,35 \text{ in}^2 = 0,023 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

#### a. Neraca energi

$$Q \text{ diserap pendingin} = 1,2\text{E}+07 \text{ kj/hari} = 484690 \text{ kj/jam}$$

$$\text{kebutuhan Nitrogen} = 0,09038 \text{ kg/jam} = 0,19928 \text{ lb/jam}$$

#### b. LMTD

$$D_{t\text{LMTD}} = \frac{(D_{t1} - D_{t2})}{\ln(D_{t1}/D_{t2})} = 209,728 \text{ } ^\circ\text{F}$$

#### c. Temperatuur kalorik

$$T_c = \frac{212,7 + 39,2}{2} = 126 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{\quad}{2}$$

$$t_c = \frac{-320 + 86}{2} = -117 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$L = 0,223 \text{ ft}$$

$$N = 7 \text{ pm}$$

$$= 420 \text{ rph}$$

$$\rho = 877,1 \text{ kg/m}^3$$

$$54,73 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 68,82 \text{ cp}$$

$$= 1,06 \text{ lb/ft.hr}$$

$$k = 0,38 \text{ Btu/hr.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$$

$$c_p = 0,2479 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$Re = \frac{L^2 N \rho}{\mu} = 0,6151281$$

$$= \frac{0,05 \cdot 420 \cdot 55}{1,06} = 1074$$

dari Fig 20.2 Kern

didapatkan ,  $J = 85 \text{ Btu/jam}$

sehingga didapatkan

$$85 = \frac{h_i D}{k} \frac{(c \mu)^{1/3} \mu^{0,14}}{\mu_w}$$

$$\frac{\mu^{0,14}}{\mu_w} = 1, \text{ karena fluidanya air}$$

dimana diketahui

$$D_i = 107,3 \text{ in} \\ 8,938 \text{ ft}$$

$$\frac{(c.\mu)^{0,14}}{k} = \frac{0,641}{0,38} = 1,686$$

$$h_i = \frac{J}{d} \frac{k}{J} \frac{(c.\mu)^{0,14}}{k} \mu_w^{0,14}$$

$$h_i = 6,092 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 6,1 \times \frac{2,067}{2,38} \\ &= 5,29 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$U_c = \frac{h_i \cdot h_i}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{io}}} = \frac{32,23}{11,38} = 2,8314 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\begin{aligned} R_d = 0,005 \quad h_d &= 1/R_d \\ &= 200 \end{aligned}$$

$$U_d = \frac{U_c \cdot h_d}{\frac{1}{U_c} + \frac{1}{h_d}} = \frac{566,3}{202,8314} = 2,792 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t_{LMTD}} = \frac{5E+05}{585,5} = 827,77 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi \times ID \times 0,8 \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$= 18,0675 \text{ ft}^2$$

$$Q = U_d A \cdot \Delta t$$

$$\Delta t = 209,728$$

$$\begin{aligned} T_s &= 212,7 - 209,7 \\ &= 3 \end{aligned}$$



### Resume Spesifikasi Crystallizer (X-410)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	X-410
Fungsi	Proses memisahkan P-xilena dari polimer lain
Jenis	<i>Scraped Surface Crystallizer</i>
Bahan	Cast Steel
Temperature	4 °C
Tekanan	1 atm
Kecepatan	7 rpm
Jumlah	1

### 7. Centrifuge (H-413)

Fungsi Memisahkan P-xilena dengan Filtratnya

Tipe : *Nozzle Discharge*

Presipitat	= 16666,663 kg/jam
	= 36743,324 lb/jam
Filtrat	= 2901,4947 kg/jam
	= 6396,6352 lb/jam

Aliran filtrat

Komponen	Massa	$x_i$	$\rho$	$\rho^*x_i$
Toluene	970,4	0,014	859,6	11,95
Paraxylene	4039	0,058	876,2	50,82
Metaxylene	37582	0,54	879,8	474,8
Orthoxylene	11547	0,166	895,1	148,4
benzena	1243	0,018	866,8	15,43
EthylBenzer	14255	0,205	881,5	180,4
Total	69636	1	5259	881,9

$\rho$ filtrat	= 881,876 kg/m <sup>3</sup>
V filtrat	= 78,9634 m <sup>3</sup> /hari = 3,29 m <sup>3</sup> /
	= 2788,51 cuft/hari = 116 cuft/jam

$$= 14,4848 \text{ gpm}$$

Aliran presipitat

Komponen Massa	$x_i$	$\rho$ kg/m <sup>3</sup>	$\rho^* x_i$
Paraxylene	4E+05	1	876,2
Orthoxylene	116,6	3E-04	895,1
Total	18934	1	876,2

$$r \text{ filtrat} = 876,206 \text{ kg/m}^3$$

$$V \text{ filtrat} = 21,6091 \text{ m}^3/\text{har} = 0,9 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 763,104 \text{ cuft}/\text{ha} = 31,8 \text{ cuft}/\text{jam}$$

$$= 3,9639 \text{ gpm}$$

$$V \text{ total} = 14,48 + 3,964$$

$$= 18,45 \text{ gpm}$$

Dari tabel 18-12 hal.18-121 Perry edisi 8:

Jenis *Nozzle Discharge*

Diameter Bowl : 10 inchi

Kecepatan putar : 10000 rpm

Maksimum *centrifugal* : 14200 x gravity

Tenaga Motor : 20 hp

Kapasitas Liquid : 25-150 gpm

Solids : 0,1-1 tons/jam

### Resume Spesifikasi Centrifuge

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: H-413
Nama alat	: Centrifuge
Fungsi	: Memisahkan p-xilena
Type	: <i>Nozzle Discharge</i>
Kapasitas	: 10-40 gpm
Power motor	: 20

Jumlah : 3

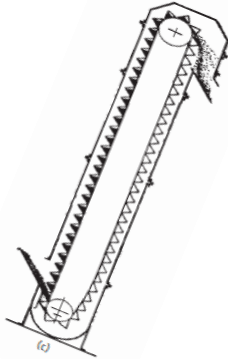
---

## 8. Bucket Elevator

Fungsi : Mengangkut kristal p-xilena ke tangki penyimpanan

Type : *Continuous bucket*

Kapasitas : 18934,0298 kg/hari : 18,9 ton/hari  
: 0,788 ton/jam



Dari Perry 7<sup>th</sup> (page 21-15) didapatkan data-data sebagai berikut:

Kapasitas maksimum	: 14 ton/jam
Tinggi	: 25 ft
Kecepatan bucket	: 225 ft/min
<i>Bucket spacing</i>	: 12 mm
Ukuran <i>bucket</i>	: 6x4x4 1/4 - 12 mm
Putaran <i>head shaft</i>	: 43 r/min
Diameter <i>shaft</i>	
- <i>Head</i>	: 1 15/16
- <i>Tail</i>	: 1 11/16
Diameter <i>pully</i>	
- <i>Head</i>	: 20
- <i>Tail</i>	: 14
Jumlah	: 1

## 8. Kolom Distilasi Benzena (D-310)

Fungsi : Memisahkan produk benzena dari campuran xylene dan toluena

- Tujuan :
- Menentukan jenis kolom
  - Menentukan bahan konstruksi kolom
  - Menghitung jumlah *plate*
  - Menentukan lokasi umpan
  - Menentukan dimensi kolom

### Resume Normas Distilasi

Komponen	<i>Feed</i>		<i>Distillate</i>		<i>Bottom</i>	
	F	$x_F$	D	$x_D$	B	$x_W$
Toluene	424034,57	0,38	2120,17	0,0085	421914,40	0,4735
p-xilena	404326,82	0,31	0,00	0,0000	404326,82	0,4538
m-xilena	37581,659	0,03	0,00	0,0000	37581,659	0,0422
o-xilena	11663,274	0,01	0,00	0,0000	11663,274	0,0131
benzena	248889,86	0,26	247645,41	0,9915	1244,449	0,0014
Ethylbenzen	14255,112	0,01	0,00	0,0000	14255,112	0,0160
<b>Total</b>	1140751,3	1,00	249765,58	1,00000	890985,71	1,00

- a. Menentukan jenis kolom

Dalam perancangan ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan,

- Perkiraan awal diameter kolom  $> 3$  ft
- Fluida tidak bersifat korosif
- Rentang batas laju alir cukup besar tanpa menumbulkan *flooding*

Jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan,

- Kapasitas uap dan cairannya besar
- *Pressure drop* yang rendah dengan efisiensi *tray* yang tinggi
- Lebih ringan, *low cost* dan fabrikasi yang relatif mudah
- Kestabilan yang lebih tinggi saat operasi

- b. Menentukan bahan konstruksi kolom

Bahan konstruksi yang dipilih : Carbon Steel SA-285 Grade A , pertimbangan :

- Mempunyai *allowable stress* yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama hanya memerlukan bahan yang tipis

- Harga material yang relatif murah

c. Menghitung jumlah *plate* aktual

Untuk menghitung jumlah plate digunakan metode *shortcut*.

Menghitung efisiensi tray kolom distilasi menggunakan O'Connel Correlation.

*Light Key Component* = toluene

*Heavy Key Component* = p-xylene

Temperatur Puncak Kolom = 79,9 °C = 352,9 K

Temperatur Dasar Kolom = 127,4 °C = 400,4 K

Temperatur Rata-rata Kolom = 376,65 K

Tekanan Operasi Kolom = 1 bar

**Data viskositas campuran**

Menghitung viskositas campuran umpan masuk, dengan persamaan refutas :

$$VBI = 14.534 \times \ln[\ln(v + 0.8)] + 10.975$$

$$VBI_{blend} = [wA \times VBIA] + [wB \times VBIB] + \dots + [wX \times VBIX]$$

$$\mu_{mixture} = \exp\left(\exp\left(\frac{VBI_{mixture} - 10.975}{14.534}\right)\right) - 0.8$$

**Tabel C. Viskositas Campuran (Toluene, xylene, Benzene, dan Ethylbenzene)**

Komponen	xi	Viskositas (cp)	VBI	VBI*xi
Toluene	0,38	0,258	-30,809	-11,6151
p-xilena	0,31	0,282	-25,876	-8,0733
m-xilena	0,03	0,287	-25,163	-0,7297
o-xilena	0,01	0,330	-19,548	-0,1759
benzena	0,26	0,247	-33,669	-8,7876
Ethylbenzen	0,01	0,298	-23,450	-0,2345
<b>VBIblend</b>	1,00			-29,62

Viskositas kinematik campuran : 0,263161425 cP

Menentukan efisiensi tray :

$$E_0 = 51 - 32.5 \left[ \log (\mu_{avg} \cdot \alpha_{avg}) \right]$$

Dimana :

$\mu_{avg}$  = viskositas molar cairan umpan pada suhu rata-rata kolom distilasi

$\alpha_{avg}$  = relatif volatilitas rata-rata *light key* pada distilat dan *bottom*

$$= (2,60+2,23) = 2,420195962$$

Maka dapat dihitung dan didapatkan efisiensi ( $E_o$ ) = 57,36763525 %

Didapatkan  $E_o$  = 0,5737

Menghitung jumlah plate ideal,

Dari perhitungan neraca massa diperoleh nilai  $N_m$ ,  $R_{min}$  dan  $R$ .

$$N_m = 12,0167$$

$$R_{min} = 1,95324$$

$$\begin{aligned} R &= 1,5 \times R_{min} \\ &= 1,5 \times 1,95324 \\ &= 2,92985 \end{aligned}$$

Jumlah stage teoritis dihitung  
dengan persamaan Eduljee :

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.566} \right]$$

$$\frac{N - 12,0167}{N + 1} = 0,75 \left[ 1 - \left( \frac{2,92985 - 1,95324}{2,92985 + 1} \right)^{0.566} \right]$$

$$\frac{N - 12,0167}{N + 1} = 0,40894$$

$$N - 12,0167 = 0,40894 (N + 1)$$

$$N - 12,0167 = 0,40894 N + 0,40894$$

$$0,59106 N = 12,42562$$

$$N = 21,02267$$

Menghitung jumlah plate aktual,

$$\begin{aligned} N_{\text{aktual}} &= \frac{N}{E_o} \\ &= \frac{21,023}{0,5737} \\ &= 36,6455 \approx 37 \text{ plate aktual} \end{aligned}$$

d. Menentukan lokasi umpan masuk kolom,

Penentuan lokasi umpan kolom distilasi menggunakan persamaan Kirkbride,

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{W}{D} \left( \frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

$(x_{LK})_F = 0,16614$   $N_s$  = Jumlah stage dibawah titik masuk feed (*stripping*)

$(x_{HK})_F = 0,23997$   $N_e$  = Jumlah stage diatas titik masuk feed (*enriching*)

$(x_{LK})_B = 0,00100$   $X_{HF}$  = fraksi mol heavy key (p-xylene) pada feed

$(x_{HK})_D = 0,00721$   $X_{LF}$  = fraksi mol light key (toluene) pada feed

$W = 16008,5$   $W$  = jumlah berat produk (mol) bottom

$D = 3197,99$   $D$  = jumlah berat produk (mol) distilat

$X_{LB}$  = fraksi mol light key (toluene) pada bottom

$X_{HD}$  = fraksi mol heavy key (p-xylene) pada distilat

$$\begin{aligned} \log \left[ \frac{N_e}{N_s} \right] &= 0,206 \times \log \left[ \frac{W}{D} \times \frac{(x_{HK})_F}{(x_{LK})_F} \times \frac{(x_{LK})_W}{(x_{HK})_D}^2 \right] \\ &= 0,21 \times \log \left[ \frac{16009}{3198,0} \times \frac{0,24}{0,17} \times \frac{16008,5}{3197,99}^2 \right] \\ &= 0,46517 \end{aligned}$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 2,91859 \quad , \quad N_e = 2,91859 \times N_s$$

Dari perhitungan sebelumnya, telah didapatkan N,

$$N_{\text{theoritical}} = 21,02$$

$$N_e + N_s = N_{\text{Theoretical}}$$

$$N_e + N_s = 21$$

$$2,91859 N_s + N_s = 21$$

$$3,91859 N_s = 21$$

$$N_s = 5,36$$

$$\approx 9,35 \quad (\text{Aktual})$$

$$N_e = 15,66$$

$$\approx 27,29 \quad (\text{Aktual})$$

Jadi umpan masuk pada *plate* ke 28 dari atas kolom

e. Menentukan dimensi kolom,

Menghitung L dan V bagian *bottom*,

Dari neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

$$L = 890985,71 \text{ kg/hari} = 1964284,9 \text{ lb/hari} = 81845,205 \text{ lb/jam}$$

$$V = 981542,07 \text{ kg/hari} = 2163927,3 \text{ lb/hari} = 90163,636 \text{ lb/jam}$$

Menghitung laju alir volumetrik bagian (bottom) *stripping*,

$$\begin{aligned} L_s &= \frac{L}{\rho_{\text{Liq}}} = \frac{890986}{763,76} & V_s &= \frac{V}{\rho_{\text{Vap}}} = \frac{981542,07}{3,14577} \\ &= 1166,58 \text{ m}^3/\text{hari} & &= 312019 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 0,47678 \text{ ft}^3/\text{s} & &= 127,522 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menghitung L dan V bagian *distilat*,

Dari neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

$$L = 249765,58 \text{ kg/hari} = 550638,2 \text{ lb/hari} = 22943,258 \text{ lb/jam}$$

$$V = 731776,49 \text{ kg/hari} = 1613289,1 \text{ lb/hari} = 67220,378 \text{ lb/jam}$$

Menghitung laju alir volumetrik bagian (distilat) *enriching*,

$$\begin{aligned} L_E &= \frac{L}{\rho_{\text{Liq}}} = \frac{249765,58}{815,85} & V_E &= \frac{V}{\rho_{\text{Vap}}} = \frac{731776,49}{2,7918542} \\ &= 306,14 \text{ m}^3/\text{hari} & &= 262111 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 0,12512 \text{ ft}^3/\text{s} & &= 107,125 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$



Menghitung properti liquida dan uap pada bagian (distilat) *enriching* ,

Menghitung densitas campuran liquida menggunakan persamaan berikut:

$$\rho_L = A B^{-(1 - T/T_c)^n}$$

T = 352,9 K

Komponen	xi	BM	ρ (kg/m3)	ρ . xi	BM . xi
Toluene	0,0085	92	812,83	6,900	0,78096
p-xilena	0,0000	106	809,20	0,000	0
m-xilena	0,0000	106	812,21	0,000	0
o-xilena	0,0000	106	828,18	0,000	0
benzena	0,9915	78	815,88	808,954	77,3379
Ethylbenzen	0,0000	106	816,06	0,000	0
<b>Total</b>				815,854	78,1188

Sumber : Yaws

Menghitung densitas uap:

Komponen	x <sub>D</sub>	T <sub>C</sub> (K)	P <sub>C</sub> (bar)	ω	x <sub>D</sub> .T <sub>C</sub>	x <sub>D</sub> .P <sub>C</sub>	x <sub>D</sub> .ω
Toluene	0,0085	591,75	41,06	0,262	5,02316	0,34854	0,00222
p-xilena	0,0000	616,2	35,11	0,322	0	0	0
m-xilena	0,0000	617	35,36	0,326	0	0	0
o-xilena	0,0000	630,3	37,34	0,32	0	0	0
benzena	0,9915	562,05	48,98	0,21	557,279	48,5642	0,20822
Ethylbenzen	0,0000	617,15	36,06	0,303	0	0	0
<b>Total</b>					562,302	48,9128	0,21044

T<sub>C</sub> = 562,302 K

P<sub>C</sub> = 48,9128 bar

ω = 0,21044

$$T_R = \frac{T}{T_C} = \frac{352,9}{562,302} = 0,6276$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} = 0,083 - \frac{0,422}{(0,6276)^{1,6}} = -0,8062$$

$$\begin{aligned}
 P_R &= \frac{P}{P_C} & B^1 &= 0,139 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} \\
 &= \frac{1}{48,9128} & &= 0,139 - \frac{0,172}{(0,6276)^{4,2}} \\
 &= 0,02044 & &= -1,0779
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\
 &= -0,8 + 0,21 \times -1,1 \\
 &= -1,0331
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\
 &= 1 + -1,0331 \times \frac{0,02044}{0,6276} \\
 &= 0,96635
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= \frac{Z}{P} \times \frac{R}{x} \times \frac{T}{BM_{Camp}} & R &= 0,08205 \text{ L.atm.K}^{-1}.\text{mol}^{-1} \\
 &= \frac{0,96635 \times 0,08 \times 352,9}{1 \times 78,12} \\
 &= 0,35818 \text{ m}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{1}{V'} = \frac{1}{0,35818} = 2,79185 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung surface tension,

Data-data yang digunakan didapatkan dari Thermophysical Properties of Chemical and Hydrocarbons, by Carl L. Yaws.

$$\sigma = A (1 - T/B)^n$$

$$T = 352,9 \text{ K}$$

Komponen	$x_D$	A	B	n	$\sigma$ (dynes/cm)	$\sigma \cdot x_D$
----------	-------	---	---	---	---------------------	--------------------

Toluene	0,0085	66,85	591,79	1,2456	21,596	0,183
p-xilena	0,0000	64,85	616,26	1,2743	21,949	0,000
m-xilena	0,0000	65,7	617,05	1,278	22,216	0,000
o-xilena	0,0000	66,1	630,37	1,2544	23,613	0,000
benzena	0,9915	71,95	562,16	1,2389	21,151	20,971
Ethylbenzen	0,0000	65,7	617,05	1,28	22,216	0,000
<b>Total</b>						<b>21,155</b>

Surface tension fluida = 21,155 dyne/cm

Menghitung viscosity pada bagian distilat,

$$VBI = 14.534 \times \ln[\ln(v + 0.8)] + 10.975$$

$$VBI_{blend} = [wA \times VBIA] + [wB \times VBIB] + \dots + [wX \times VBIX]$$

$$\mu_{max, temp} = \exp\left(\exp\left(\frac{VBI_{max, temp} - 10.975}{14.534}\right)\right) - 0.8$$

$$T = 352,9 \text{ K}$$

Komponen	xi	Viskositas (cp)	VBI	VBI*xi
Toluene	0,0085	0,315	-21,244	-0,1803
p-xilena	0,0000	0,347	-17,934	0,0000
m-xilena	0,0000	0,341	-18,442	0,0000
o-xilena	0,0000	0,404	-13,507	0,0000
benzena	0,9915	0,312	-21,666	-21,4824
Ethylbenzen	0,0000	0,364	-16,388	0,0000
<b>VBIblend</b>	<b>1,00</b>			<b>-21,66</b>

Viskositas kinematik campuran : 0,3116695 cP

Viskositas distilat = 0,00020913 lb/ft.s

Menghitung viskositas uap pada bagian distilat

$$VBI = 14.534 \times \ln[\ln(v + 0.8)] + 10.975$$

$$VBIBlend = [wA \times VBIA] + [wB \times VBIB] + \dots + [wX \times VBIX]$$

$$\mu_{\text{maksimum}} = \exp\left(\exp\left(\frac{VBI_{\text{maksimum}} - 10.975}{14.534}\right)\right) - 0.8$$

T = 352,9 K

Komponen	xi	Viskositas (cp)	VBI	VBI*xi
Toluene	0,0085	83,787	32,633	0,2770
p-xilena	0,0000	67,829	31,932	0,0000
m-xilena	0,0000	69,018	31,990	0,0000
o-xilena	0,0000	71,742	32,121	0,0000
benzena	0,9915	89,447	32,844	32,5647
Ethylbenzen	0,0000	76,265	32,325	0,0000
<b>VBIBlend</b>	1,00			32,84

Viskositas kinematik campuran : 0,0089397 cP

Viskositas distilat := 6,00721E-06 lb/ft.s

Menghitung liquid thermal conductivity pada distilat:

$$k = A + BT + CT^2$$

k = liquid thermal conductivity (W/m.K)

T = °K (kelvin)

T= 352,9 K

Komponen	k(W/m.K)	Xi	k.xi (W/m.K)
Toluene	0,1204	0,0085	0,00102
p-xilena	0,1172	0,0000	0,00000
m-xilena	0,1178	0,0000	0,00000
o-xilena	0,1192	0,0000	0,00000
benzena	0,1284	0,9915	0,12733

Ethylbenzen	0,1173	0,0000	0,00000
<b>Total</b>			0,13

Liquid thermal conductivity pada distilat = 0,13 **W/m.K**

Menghitung properti liquid dan uap pada bagian (bottom) *stripping*,

Menghitung densitas campuran liquid menggunakan persamaan berikut:

$$T = 400,4 \text{ K}$$

Komponen	xi	BM	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot xi$	BM . xi
Toluene	0,4735	92	763,25	361,428	43,5654
p-xilena	0,4538	106	763,25	346,362	48,1025
m-xilena	0,0422	106	766,41	32,327	4,47107
o-xilena	0,0131	106	783,56	10,257	1,38757
benzena	0,0014	78	760,87	1,063	0,10894
Ethylbenzen	0,0160	106	769,99	12,319	1,69592
<b>Total</b>				763,756	99,3314

(Sumber : Yaws)

Menghitung densitas uap:

Komponen	$x_B$	$T_C$ (K)	$P_C$ (bar)	$\omega$	$x_B \cdot T_C$	$x_B \cdot P_C$	$x_B \cdot \omega$
Toluene	0,4735	591,75	41,06	0,262	280,215	19,4434	0,12407
p-xilena	0,4538	616,2	35,11	0,322	279,63	15,9328	0,14612
m-xilena	0,0422	617	35,36	0,326	26,025	1,49148	0,01375
o-xilena	0,0131	630,3	37,34	0,32	8,25082	0,48879	0,00419
benzena	0,0014	562,05	48,98	0,21	0,78502	0,06841	0,00029
Ethylbenzen	0,0160	617,15	36,06	0,303	9,87394	0,57693	0,00485
<b>Total</b>					604,78	38,0019	0,29327

$$T_C = 604,78 \text{ K}$$

$$P_C = 38,0019 \text{ bar}$$

$$\omega = 0,29327$$

$$T_v = \frac{T}{0,422}$$

$$D^0 = 0,083 - \frac{0,422}{0,422}$$

$$\begin{aligned}
 T_R &= \frac{T_C}{400,4} = \frac{604,78}{400,4} = 0,66206 \\
 P_R &= \frac{P}{P_C} = \frac{1}{38,0019} = 0,02631 \\
 B^0 &= 0,000 - \frac{(T_R)^{1,6}}{0,422} = 0,083 - \frac{0,422}{(0,66206)^{1,6}} = -0,7334 \\
 B^1 &= 0,139 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} = 0,139 - \frac{0,172}{(0,66206)^{4,2}} = -0,8332
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\
 &= -0,7 + 0,29 \times -0,8 \\
 &= -0,9777
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\
 &= 1 + -0,9777 \times \frac{0,02631}{0,66206} \\
 &= 0,96114
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= \frac{Z \times R \times T}{P \times BM_{Camp}} \quad R = 0,08205 \text{ L.atm.K}^{-1}.\text{mol}^{-1} \\
 &= \frac{0,96114 \times 0,08 \times 400,4}{1 \times 99,33} \\
 &= 0,31789 \text{ m}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{1}{V'} = \frac{1}{0,31789} = 3,14577 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung surface tension,

Data-data yang digunakan didapatkan dari Thermophysical Properties of Chemicals

and Hydrocarbons, by Carl L. Yaws.

$$\sigma = A (1 - T/B)^n$$

T = 400,4 K

Komponen	x <sub>B</sub>	A	B	n	σ (dynes/cm)	σ.x <sub>B</sub>
Toluene	0,4735	66,85	591,79	1,2456	16,385	7,759
p-xilena	0,4538	64,85	616,26	1,2743	17,035	7,731
m-xilena	0,0422	65,7	617,05	1,278	17,244	0,727
o-xilena	0,0131	66,1	630,37	1,2544	18,658	0,244
benzena	0,0014	71,95	562,16	1,2389	15,374	0,021
Ethylbenzen	0,0160	65,7	617,05	1,28	17,244	0,276
<b>Total</b>						<b>16,758</b>

Surface tension fluida = 16,758 dyne/cm

Menghitung viscosity pada bagian bottom,

$$VBI = 14.534 \times \ln[\ln(v + 0.8)] + 10.975$$

$$VBIBlend = [wA \times VBIA] + [wB \times VBIB] + \dots + [wX \times VBIX]$$

$$\mu_{max, c_s} = \exp\left(\exp\left(\frac{VBI_{max, c_s} - 10.975}{14.534}\right)\right) - 0.8$$

T = 400,4 K

Komponen	xi	Viskositas (cp)	VBI	VBI*xi
Toluene	0,4735	0,220	-46,375	-21,9600
p-xilena	0,4538	0,239	-36,450	-16,5407
m-xilena	0,0422	0,249	-33,252	-1,4026
o-xilena	0,0131	0,282	-25,884	-0,3388
benzena	0,0014	0,206	-64,472	-0,0900
Ethylbenzen	0,0160	0,252	-32,415	-0,5186
<b>VBIBlend</b>	<b>1,00</b>			<b>-40,85</b>

Viskositas kinematik campuran : 0,228677 cP

Viskositas distilat := 0,000153442 lb/ft.s

Menghitung viskositas uap pada bagian bottom

$$VBI = 14.534 \times \ln[\ln(v + 0.8)] + 10.975$$

$$VBIBlend = [wA \times VBIA] + [wB \times VBIB] + \dots + [wX \times VBIX]$$

$$\mu_{\text{mixture}} = \exp\left(\exp\left(\frac{VBI_{\text{mixture}} - 10.975}{14.534}\right)\right) - 0.8$$

$$T = 400,4 \text{ K}$$

Komponen	xi	Viskositas (cp)	VBI	VBI*xi
Toluene	0,4735	94,646	33,023	15,6377
p-xilena	0,4538	78,740	32,430	14,7167
m-xilena	0,0422	80,067	32,485	1,3702
o-xilena	0,0131	82,931	32,600	0,4267
benzena	0,0014	101,336	33,238	0,0464
Ethylbenzen	0,0160	107,384	33,417	0,5347
<b>VBIBlend</b>	<b>1,00</b>			<b>32,73</b>

Viskositas kinematik campuran : 0,0086404 cP

Viskositas bottom = 5,79772E-06 lb/ft.s

Menghitung liquid thermal conductivity pada bottom:

$$k = A + BT + CT^2$$

k = liquid thermal conductivity (W/m.K)

T = °K (kelvin)

$$T = 400,4 \text{ K}$$

Komponen k(W/m.K)	Xi	k.xi (W/m.K)
-------------------	----	--------------



Toluene	0,1082	0,4735	0,05125
p-xilena	0,1058	0,4538	0,04801
m-xilena	0,1065	0,0422	0,00449
o-xilena	0,1081	0,0131	0,00141
benzena	0,1128	0,0014	0,00016
Ethylbenzen	0,1057	0,0160	0,00169
<b>Total</b>			0,11

Liquid thermal conductivity pada bottom = 0,11 **W/m.K**

**Tabel 1. Data yang diperoleh pada Kolom Distilasi (D-320)**

<b>Data</b>	<b>Top Tray</b>	<b>Bottom Tray</b>
Tekanan ( bar)	1	1
Temperatur (°C)	79,9	127,4
$\sigma$ (dyne/cm)	21,15	16,76
$\rho_V$ (lb/ft <sup>3</sup> )	0,17	0,20
$\rho_L$ (lb/ft <sup>3</sup> )	50,93	47,68
<i>Internal Reflux</i> L/V	0,34	0,91
<i>Max Vapor</i> (lb/jam)	67220,38	90163,64
<i>Max Liquid</i> (lb/jam)	22943,26	81845,21
<i>Max Q<sub>V</sub></i> (ft <sup>3</sup> /s)	107,12	127,52
<i>Max Q<sub>L</sub></i> (ft <sup>3</sup> /s)	0,13	0,48
<i>Max Q<sub>L</sub></i> (gpm)	56,16	213,99
<i>Plate Spacing</i> (in)	28	28

Langkah perhitungan di bawah ini menggunakan referensi dari Van Winkle,

1 Diameter kolom

Perhitungan diameter kolom menggunakan asumsi sebagai berikut,

- Tanpa menggunakan *splash baffle* ,
- *Flooding* = 0,8

TOP	BOTTOM
<u>Flow Parameter</u> $P_F = \frac{L}{V} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,5}$ $= 0,01997$	$P_F = \frac{L}{V} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,5}$ $= 0,05826$

Dari Fig 13.21, Van Winkle didapatkan *Capacity Factor*

<u>Capacity Parameter</u> $P_C = 0,44$	$P_C = 0,395$
<u>Koreksi nilai PC sebagai fungsi dari <math>\sigma</math></u> $P_{C \text{ Corr}} = P_C \times \left[ \frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$ $= 0,44 \times \left[ \frac{21,2}{20} \right]^{0,2}$ $= 0,44497$	$P_{C \text{ Corr}} = P_C \times \left[ \frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$ $= 0,395 \times \left[ \frac{16,8}{20} \right]^{0,2}$ $= 0,38127$

Menghitung *vapor velocity* untuk *flooding* 100%,

$U_{VN} = P_C \times \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5}$ $U_{VN} = 0,44497 \times \frac{50,9 - 0,17}{0,17}^{0,5}$ $U_{VN} = 7,59352 \text{ fps}$	$U_{VN} = 0,38127 \times \frac{47,7 - 0,20}{0,20}^{0,5}$ $U_{VN} = 5,92864 \text{ fps}$
---	---

Menghitung *net vapor flow area* antara plate

Asumsi *flooding* = 0,8

$A_N = \left( \frac{Q_V}{U_{VN} \times (\% \text{ Flooding})} \right)$ $A_N = \frac{107,12}{7,59352 \times 0,8}$ $A_N = 17,6343 \text{ ft}^2$	$A_N = \frac{127,52}{5,92864 \times 0,8}$ $A_N = 26,8869 \text{ ft}^2$
---	--

*Asumsi,*

$$\begin{aligned}
 A_d &= 0,1 \text{ A} \\
 A &= A_N + A_d \\
 A &= 17,6 + 0,1 \text{ A} \\
 0,9 \text{ A} &= 17,6343 \\
 A &= 19,5936 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

*Asumsi,*

$$\begin{aligned}
 A_d &= 0,1 \text{ A} \\
 A &= A_N + A_d \\
 A &= 26,9 + 0,1 \text{ A} \\
 0,9 \text{ A} &= 26,8869 \\
 A &= 29,8744 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Didapatkan diameter kolom,

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{19,5936}{[0,786]}^{0,5} \\
 D &= 4,99282 \text{ ft} \\
 &= 1,52181 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{29,8744}{[0,786]}^{0,5} \\
 D &= 6,16507 \text{ ft} \\
 &= 1,87911 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diameter kolom, dipilih diameter D, 7 ft  
 maka  $A = 38,514 \text{ ft}^2$   
 $A_N = 34,6626 \text{ ft}^2$

*Cek percent flood*

$$\begin{aligned}
 \text{Percent flood} &= \frac{107,12}{7,59352 \times 34,6626} \\
 &= 0,41
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Percent flood} &= \frac{127,52}{5,92864 \times 34,6626} \\
 &= 0,63
 \end{aligned}$$

Menghitung A dengan *percent flood* = 0,63

$$\begin{aligned}
 A_N &= \frac{127,52}{5,92864 \times 0,63} \\
 A_N &= 34,1421 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

*Area of column*

$$A = \frac{A_N}{0,9}$$

$$A = \frac{34,1}{0,9}$$

$$A = 37,9357 \text{ ft}^2$$

*Area of downcomer,*

$$A_d = 0,1 \text{ A}$$

$$= 0,1 \quad 37,9357$$

$$= 3,79357 \quad \text{ft}^2$$

*Active area for bubbling,*

$$A_A = A - A_d$$

$$= 37,9357 - 3,79357$$

$$= 34,1421 \quad \text{ft}^2$$

*Plate thickness,*

$$t_p = 12 \quad \text{gauge}$$

$$= 0,0825 \quad \text{in}$$

*Hole diameter,*

$$d_h = 0,25 \quad \text{in}$$

$$\text{Digunakan triangular pitch, equilateral } 60^\circ \quad P = 0,25 \quad \text{in}$$

$$P = 0,25 \times 3$$

$$= 0,75 \quad \text{in . pitch}$$

Berdasarkan literatur *Distillation* by Van Winkle, ketinggian *weir* maksimal 15% dari *tray spacing* . Sehingga diambil ketinggian *weir* sebagai berikut.

$$h_w = 1,5 \quad \text{in} \quad \frac{A_d}{A} = \frac{3,79}{37,9} = 0,1$$

Dari Tabel 14.10 Van Winkle didapatkan data - data sebagai berikut,

$$\text{Untuk } \frac{A_d}{A} = 0,1 \quad , \quad \frac{L}{D} = 0,7267 \quad , \quad \frac{H}{D} = 0,1565$$

Sehingga panjang *weir* ( $l_w$ ) dapat dihitung,

$$\frac{L}{D} = 0,7267$$

$$l_w = 0,7267 \times 7$$

$$= 5,0869 \quad \text{ft}$$

$$= 61,0428 \quad \text{in}$$

## 2 Entrainment

*Entrainment* didapatkan dari Fig 13.26, sebagai fungsi dari Flow Parameter dan % Flooding

$$P_F = 0,01997$$



$$P_F = 0,05826$$

$$\Psi = 0,068$$

$$\Psi = 0,021$$

Nilai *entrainment* yang didapatkan yaitu kurang dari 0.1, sehingga memenuhi syarat perancangan

### 3 Pressure Drop

$$\begin{aligned} \frac{Q_L}{l_w^{2.5}} &= \frac{56,16}{58,3624} \text{ gpm/ft} \\ &= 0,96222 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{Q_L}{l_w^{2.5}} &= \frac{213,99}{58,3624} \text{ gpm/ft} \\ &= 3,66666 \end{aligned}$$

Dari Fig 13.7 untuk  $\frac{l_w}{D} = 0,73$  didapatkan nilai  $F_w$

$$F_w = 1,02$$

$$F_w = 1,03$$

Sehingga  $h_{ow}$  dapat dihitung,

$$h_{ow} = 0.48 \times F_w \left( \frac{Q_L}{l_w} \right)^{0.67}$$

$h_{ow}$  = Liquid crest over weir, in

$$h_{ow} = 0,46299 \text{ in}$$

$$h_{ow} = 1,14571 \text{ in}$$

sehingga dipilih  $h_w = 1,5 \text{ in}$

Menghitung *equivalent surface tension loss*

$$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_l \times d_h}$$

$$h_\sigma = 0,06645 \text{ in}$$

$$h_\sigma = 0,05623 \text{ in}$$

Menghitung *equivalent loss through holes*,

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_v}{\rho} \left( \frac{U_h}{c} \right)^2$$

$$\rho_l \setminus \rho_0$$

$$\text{tebal plate, } t_p = 0,0825 \text{ in}$$

$$\text{hole diameter, } d_h = 0,25 \text{ in}$$

sehingga,

$$\frac{t_p}{d_h} = 0,33$$

$$\text{diambil nilai, } A_h/A_A = 0,1 \text{ in}$$

$$\text{dari Fig 13.18 didapatkan, } C_0 = 0,73$$

$$\begin{aligned} A_h &= 0,1 \times A_A \\ &= 0,1 \times 34,1421 \\ &= 3,41421 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan uap yang melewati lubang

$$\begin{aligned} U_h &= \frac{Q_v}{A_h} = \frac{107,12}{3,41421} \\ &= 31,4 \text{ f/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_h &= \frac{Q_v}{A_h} = \frac{127,52}{3,41421} \\ &= 37,4 \text{ f/s} \end{aligned}$$

Dari data - data diatas,  $h_0$  dapat dihitung,

$$h_0 = 0,186 \frac{0,17}{50,9} \left( \frac{31,3762}{0,73} \right)^2$$

$$h_0 = 1,17584 \text{ in}$$

$$h_0 = 0,186 \frac{0,20}{47,7} \left( \frac{37,3504}{0,73} \right)^2$$

$$h_0 = 2,00554 \text{ in}$$

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A}$$

$$\begin{aligned} U_{VA} &= 31,4 \times 0,1 \\ &= 3,14 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{VA} &= 37,4 \times 0,1 \\ &= 3,74 \text{ in} \end{aligned}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times (\rho_v)^{0,5}$$

$$\begin{aligned} F_{VA} &= 3,14 \times 0,17^{0,5} \\ &= 1,30991 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{VA} &= 3,74 \times 0,20^{0,5} \\ &= 1,65522 \end{aligned}$$

Dari Fig 13.16, didapatkan

$$\beta = 0,62$$

$$\beta = 0,6$$

Menghitung *total pressure drop* ,

$$\Delta H_T = \beta(h_w + h_{ow}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\begin{aligned}\Delta H_T &= 0,62 \times 1,96 + 1,18 + 0,07 \\ &= 2,45934 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_T &= 0,6 \times 2,65 + 2,01 + 0,06 \\ &= 3,6492 \text{ in}\end{aligned}$$

#### 4 Weep point

$$h_w + h_{ow} = 1,96299$$

$$h_w + h_{ow} = 2,64571$$

dari Fig.13.22, didapatkan

$$h_0 + h_\sigma = 0,51$$

$$h_0 + h_\sigma = 0,6$$

dibandingkan dengan hasil perhitungan sebelumnya,

$$h_0 + h_\sigma = 1,24229$$

$$h_0 + h_\sigma = 2,06178$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik di atas *weep point* .

#### 5 Menghitung *liquid back-up* di *downcomer* ,

$$H_D = [\Delta H_T + (h_w + h_{ow} + \Delta) + h_d] \frac{1}{\phi_d}$$

asumsi jarak di bawah apron = 1,5 in

$$A_{AP} = \frac{1,5 \times l_w}{144}$$

$$A_{..} = \frac{1,5 \times 61,0}{144}$$

$$= 0,147 \text{ ft}^2$$

$$= 0,63586 \text{ ft}^2$$

Menghitung *head loss* pada *downcomer*

$$h_d = 0,03 \left( \frac{Q_l}{100 A_d} \right)^2$$

$$h_d = 0,03 \left( \frac{56,16}{100 \times 0,64} \right)^2$$

$$h_d = 0,0234 \text{ in}$$

$$h_d = 0,03 \left( \frac{213,99}{100 \times 0,64} \right)^2$$

$$h_d = 0,33978 \text{ in}$$

sehingga  $H_D$  dapat dihitung,

$$H_D = 3,6998 \text{ in}$$

$$H_D = 5,57641 \text{ in}$$

Asumsi *froth density* (*density foam*)

$$\phi_d = 0,5$$

menghitung *foam back-up* di *downcomer*,

$$H_{Dal} = \frac{3,7}{0,5}$$

$$= 7,4 \text{ in}$$

$$H_{Dal} = \frac{5,58}{0,5}$$

$$= 11,2 \text{ in}$$

6 Menghitung *liquid gradient*,

*average width of flow path*

$$W_a = \frac{D + l_w}{2}$$

$$W_a = 2,54345 \text{ ft}$$

Menghitung *foam height*

$$h_f = \frac{\beta(h_w + h_{ow})}{2\beta - 1}$$

$$h_f = \frac{0,62 \times 1,96299}{2 \times 0,62 - 1}$$

$$h_f = 5,07105 \text{ in}$$

$$h_f = \frac{0,6 \times 2,64571}{2 \times 0,6 - 1}$$

$$h_f = 7,93712 \text{ in}$$



$$= 0,42259 \text{ ft}$$

$$= 0,66143 \text{ ft}$$

Menghitung *hydraulic radius*,

$$R_h = \frac{h_f \times W_a}{2h_f + W_a}$$

$$R_h = \frac{0,42259 \times 2,54345}{2 \times 0,42 + 2,54}$$

$$R_h = 0,31719 \text{ ft}$$

$$R_h = \frac{0,66143 \times 2,54345}{2 \times 0,66 + 2,54}$$

$$R_h = 0,43512 \text{ ft}$$

Menghitung *foam velocity*,

$$u_f = \frac{12 \times Q'_L}{h_c \times W_a}$$

$$U_f = \frac{12 \times 0,13}{0,62 \times 1,96 \times 2,54}$$

$$U_f = 0,48504 \text{ fps}$$

$$U_f = \frac{12 \times 0,48}{0,6 \times 2,65 \times 2,54}$$

$$U_f = 1,41705 \text{ fps}$$

Menghitung *Reynold number*,

$$Re_f = \frac{u_f \times R_h \times \rho_L}{\mu_L}$$

$$Re_f = \frac{0,49 \times 0,32 \times 50,9}{0,00021}$$

$$Re_f = 37469,6$$

$$Re_f = \frac{1,42 \times 0,44 \times 47,7}{0,00001}$$

$$Re_f = 5070905$$

Dari Fig 13.19 didapatkan *friction factor* ( $f$ ),

$$f = 0,08$$

$$f = 0,01$$

Dari data - data tersebut *liquid gradient* dapat dihitung,

$$\Delta = \frac{f \times U_f^2 \times Z_l}{12 \times g \times R_h}$$

$$\Delta = 0,00078 \text{ in}$$

$$\Delta = 0,0006075 \text{ in}$$

7 *Liquid residence time* pada downcomer ,

$$A_d = 3,79357 \text{ ft}^2$$

$$H_D = 3,6998 \text{ in}$$

$$H_D = 5,57641 \text{ in}$$

$$Q_{LD} = 0,13 \text{ cuft/s}$$

$$Q_{LD} = 0,48 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Residence Time} = \frac{A_d \times \left(\frac{H_d}{12}\right)}{Q'_L}$$

$$\text{Residence Time} = 9,34802 \text{ sec}$$

$$\text{Residence Time} = 3,69743 \text{ sec}$$

### Resume spesifikasi kolom toluena

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: D-310
Fungsi	: Memisahkan benzene dari campuran mixed xylene
Jenis Kolom	: <i>Tray Distillation Column</i>
Jenis Tray	: <i>Perforated (Sieve Tray)</i>
Jumlah Tray	: 37 Tray
Tray spacing	: 2,33333 ft
Active area	: 34,1421 sq.ft
Area of holes	: 3,41421 sq.ft
Area downcomer	: 3,79357 sq.ft
$A_h/A$	: 0,09
$A_d/A$	: 0,1
$A_h/A_A$	: 0,1
$d_h$	: 0,25 in
$l_w$	: 61,0428 in
$h_w$	: 1,5 in

Menentukan dimensi vessel.

Jumlah feed yang masuk kedalam kolom etilbenzena

$$1140751,296 \text{ kg/hari} = 1140751,296 \text{ kg}$$

Menghitung Volume

Menghitung densitas campuran feed masuk kolom

$$\rho_L = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

$$T = 105 \text{ } ^\circ\text{C} = 378 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Komp	$\rho$	x	x. $\rho$
Toluena	787,22	0,38	299,144
p-xilena	785,40	0,31	243,475
m-xilena	788,49	0,03	23,65
o-xilena	805,04	0,01	8,050
Benzena	787,60	0,26	204,775
Ethylbenzen	792,19	0,01	7,922
Benzena			787,02

Volume feed yang masuk kolom etilbenzena

$$1140751,296 \text{ kg} \times \frac{1}{787,02} = 1449,455001 \text{ m}^3$$

$$= 9116,7966 \text{ bbl}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 9116,80 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (*Process Equipment Design*, Brownell

& Young), dipilih vessel dengan kapasitas 9600 bbl

dengan spesifikasi sebagai berikut,

- Bahan konstruksi = SA 285 Grade A
- Diameter (D) = 35 ft

c. Tinggi	=	56	ft
d. Jumlah Course	=	7	buah
e. Allowable Vertical Weld Joint	=	0,156	in
f. Butt-welded Courses	=	96	in
	=	8	ft
g. Allowable stress	=	11250	
h. Efisiensi pengelasan	=	0,80	

Menghitung ketebalan *shell*

$$t = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 p} + c$$

(pers 13-1 hal 172,  
Brownell&Young)

$t$  = Thickness of shell  
 $p$  = Internal pressure  
 $f$  = Allowable stress  
 $E$  = Joint efficiency  
 $r_i$  = Inside radius of the shell (in)  
 $c$  = Corrosion allowance

Tekanan operasi = 1 bar = 14,51 psi

Tekanan design diambil 10% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan

$$P_{des} = 105\% \times 14,508 = 15,2334 \text{ psi}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint*, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\% \quad (\text{Brownell \& Young, page 254})$$

$$c = 0,1250$$

Sehingga  $t$  dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 &= \frac{p_{des} \times r_i}{f \times E - 0,6 p_{des}} + c \\
 &= \frac{15,233 \times 420}{11250 \times 0,8 - 0,6 \times 15,233} + 0,125 \\
 &= \frac{6398,03}{9000 - 9,140} + 0,125
 \end{aligned}$$

$$= 0,83661 \text{ in } \left( \text{digunakan } t \text{ standar} = \frac{13}{16} \text{ in} \right)$$

Menghitung spesifikasi *head*

Tekanan yang dimasukkan di perhitungan adalah tekanan operasi + safety factornya

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{des}} = 15,23 \text{ psi}$$

$$\text{Tipe Head} = \text{Torispherical Dished head}$$

$$\begin{aligned} (\text{OD})_s &= (\text{ID})_s + 2t_s \\ &= 35 + 2 \times 0,83661 \\ &= 36,673229 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 38 in, dengan tebal shell 14/16 in. Dari Tabel 5.7 Brownell & Young hal 91, diperoleh harga :

$$r_c = 36$$

$$i_{cr} = 2,63$$

Berdasarkan persamaan 7.76 , Brownell &Young hal 138:

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{r_c}{i_{cr}} \right)^{0,5} \right)$$

Diketahui W adalah faktor intensifikasi *stress*

$$W = 1,67582$$

Perhitungan tebal *head* menggunakan pers 7.77 hal 138

$$= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2f \cdot E - 0,2 \cdot P} + c$$

$t$  = Thickness of head

$p$  = Internal pressure

$f$  = Allowable stress

$E$  = Joint efficiency

$$r_c = \text{inside spherical}$$

$$t_h = \frac{15,23 \times 36 \times 1,67582}{22500 \times 0,80 - 0,2 \times 15,8} + 0,1250$$

$$= 0,13 \text{ in}$$

$$= \frac{2}{16} \text{ in} \quad \left( \text{digunakan t standar} = \frac{3}{16} \text{ in} \right)$$

Menghitung tinggi *head*

$$ID = 35 \text{ in}$$

$$OD = 36,673229 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{35}{2} = 17,5 \text{ in}$$

$$BC = r_c - icr = 36 - 3 = 33 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 17,5 - 3 = 15 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 29,87683 \text{ in}$$

$$b = r_c - AC = 6,12317 \text{ in}$$

Dari Tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh harga  $sf = 1,5 - 3$ . Dipilih  $sf$  sebesar 3

Maka :

$$Hh = t_h + b + sf$$

$$= 0,13 + 6,12317 + 3$$

$$= 9,25 \text{ in}$$

#### Resume spesifikasi kolom etilbenzena

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: D-320
Fungsi	: Memisahkan toluena dari campuran

xilena

Jenis Kolom : *Tray Distillation Column*Jenis Tray : *Perforated (Sieve Tray)*

Jumlah Tray : 37 Tray

Tray spacing : 2,33333 ft

Active area : 34,1421 sq.ft

Area of holes : 3,41421 sq.ft

Area downcomer : 3,79357 sq.ft

 $A_h/A$  : 0,09 $A_d/A$  : 0,1 $A_h/A_A$  : 0,1 $d_h$  : 0,25 in $l_w$  : 61,0428 in $h_w$  : 1,5 in*Design Vessel*Tipe vessel : *Tall vertical vessel*

Bahan konstruksi : SA 285 Grade A

Kapasitas vessel : 9116,80 bbl

*Spesifikasi shell*

Diameter vessel : 35 ft

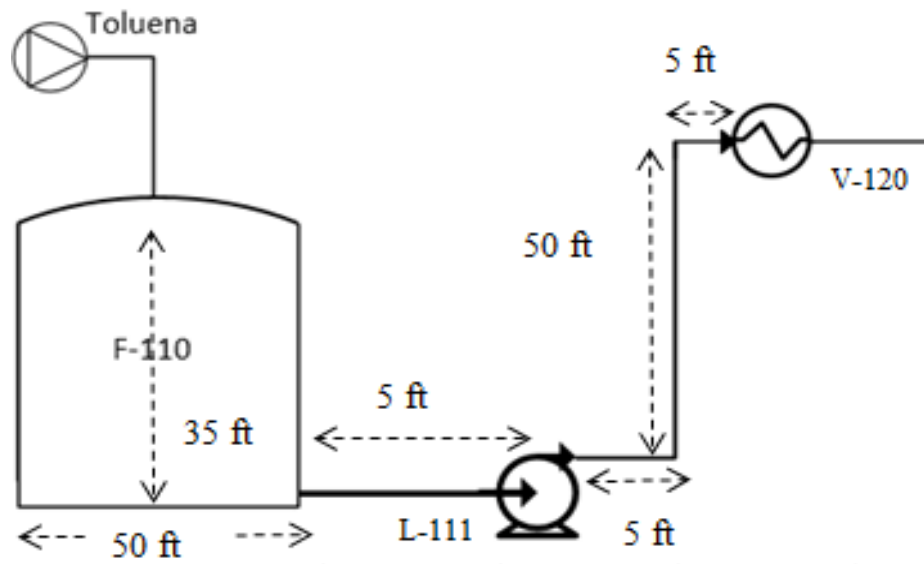
Tebal *shell* : 0,83661 in

Tinggi vessel : 56 ft

Tipe Head : *Torispherical Dishead Head*Tebal *head* : 0,13 inTinggi *head* : 9,25 in

## APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

### 1. Toluene Feed Pump (L-111)



Fungsi : Mengalirkan bahan baku toluene dari tangki penyimpanan dan aliran recycle ke vaporizer

Tujuan Perancangan :

1. Menentukan jenis pompa yang digunakan
2. Menghitung tenaga pompa yang digunakan
3. Menghitung tenaga motor yang digunakan

1) Menentukan jenis pompa yang digunakan :

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan:

- viskositas liquid rendah
- Konstruksi sederhana dan harga yang relatif lebih murah
- Tidak memerlukan space yang luas
- Biaya maintenance relatif lebih rendah

2) Menghitung tenaga pompa

a) Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen pada suhu tertentu

T = 61,42

= 334,42

Komponen	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot xi$
Toluene	0,985826	830,958	819,18
P-xylene	1,6E-05	826,1336	0,0132
M-xylene	2,5E-06	829,0902	0,0021
O-xylene	5,63E-06	844,6733	0,0048
Benzene	6,32E-07	835,769	0,0005
Total	0,985851		819,2

(data dens dari yaws)

Mass rate fluida = 1125648 kg/hr

= 2481626 lb/hr



$$\begin{aligned}
 \rho \text{ fluida} &= 51,14269 \text{ lb/cuft} \\
 \text{Debit fluida} &= \frac{m}{\rho \times 3600 \times 24} \\
 q_f &= 0,561615396 \text{ cuft/s} \\
 \text{safety factor} &= 10\% \\
 \text{Debit aktual} &= 0,617777 \text{ cuft/s} \\
 &= 277,2954 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

b) Menghitung diameter optimal pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi} &= \text{aliran turbulen, } NRe > 2.100 \\
 Di \text{ opt.} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} = 5,24 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{Nominal}} &= 6 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 80 \\
 OD &= 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft} \\
 ID &= 5,761 \text{ in} = 0,4801 \text{ ft} \\
 a &= 26,1 \text{ in}^2 = 0,1811 \text{ sqr.ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Surface/Lin.ft} \\
 od &= 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 id &= 1,51 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung friction loss  
Menghitung velocity fluida

$$v = \frac{q}{A} = \frac{0,561615}{0,181134} = 3,100552 \text{ fps}$$

Menghitung Reynold Number :

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,000251546 \text{ lb/ft.s} \\
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} = \frac{51,1427 \times 0,4801 \times 3,1005}{0,000251546} \\
 &= 302624,9 \text{ (turbulen)}
 \end{aligned}$$

Menghitung faktor friksi,

Faktor friksi (f) dihitung menggunakan persamaan Chen (1979) yang dapat diaplikasikan pada semua nilai Nre dan relative roughness ( $\epsilon/d$ )

$$f = \left( -2,0 \log \left\{ \frac{\epsilon}{3,7065D} - \frac{5,0452}{Re} \log \left[ \frac{1}{2,8257} \left( \frac{\epsilon}{D} \right)^{1,1098} + \frac{5,8506}{Re^{0,8981}} \right] \right\} \right)^{-2}$$

Dimana

$$R = \text{Reynold Number, dimensionless} = 302624,9$$

$$\begin{aligned}
 \lambda &= \text{Friction factor (f)} \\
 k &= \text{Pipe Roughness } (\epsilon), \text{ ft} \\
 D &= \text{Inside Diameter, ft}
 \end{aligned}
 \qquad ; \frac{k}{D} = \frac{0,0002}{0,4801} = 0,0003$$

Didapatkan,

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{\sqrt{f}} &= 7,648162 \\
 f &= 0,017096
 \end{aligned}$$

Asumsi = Tidak terjadi perubahan ukuran diameter pipa sepanjang aliran dari tangki ke vaporizer

d) Menghitung head loss pada fitting

Koefisien friksi pada sambungan (K) didapatkan dari Hydraulic Institute Engineering Data Book dimana K merupakan fungsi dari ukuran fitting.

(GEANKOPLIS)

Jenis Fitting	K
<i>Elbow, 90°, Regular, Flanged</i>	0,75
<i>Gate Valve, wide open</i>	0,17
<i>Check valve, swing</i>	2
<i>Entrance</i>	1
<i>Exit</i>	1

Menghitung velocity head,

$$g_c = 32,174 \text{ ft/s}^2$$

$$\begin{aligned}
 v_h &= \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{9,613423}{64,348} \\
 &= 0,149397 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Heat loss karena fitting,

Jenis Fitting	K	Jumlah	K.vh
<i>Elbow, 90°, Regular, Flanged</i>	0,75	2	0,224096
<i>Gate Valve, wide open</i>	0,17	1	0,025398
<i>Check valve, swing</i>	2	1	0,298795
<i>Entrance</i>	1	1	0,149397
<i>Exit</i>	1	1	0,149397
<b>TOTAL hf</b>			<b>0,847083 ft</b>

Menghitung length equation equivalen

Jenis Fitting	Le/D	Jumlah	Le/D*D
<i>Elbow, 90°, Regular, Flanged</i>	35	2	33,60449
<i>Gate Valve, wide open</i>	9	1	4,320577
<i>Check valve, swing</i>	100	1	48,00641
<b>TOTAL hf</b>			<b>85,93148 ft</b>

Menghitung hed loss pada pipa lurus, menggunakan persamaan Darcy-Weisbach:

$$h_L = 4f \frac{v^2 \times L}{2 g_c \times ID} = 0,017096 \frac{9,613423}{64,348} \times \frac{145,9315}{0,480064}$$

$$= 0,776388 \text{ ft}$$

Menghitung total head loss,

$$\Sigma F = h_L + h_f$$

$$0,78 + 0,84708 = 1,623471 \text{ ft}$$

Menghitung static head,

$$\Delta z = 15 \text{ ft}$$

$$\frac{g}{gc} = \frac{1 \text{ lbf/lbm}}{32,174 \text{ ft.lbf/lbm}} \times$$

$$= 15 \text{ ft.lbf/lbm}$$

e) Menghitung power pompa (Rumus Bernoulli)

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{v^2}{2 gc} + \Sigma F$$

$$= 15 + 0,149397387 + 1,623471$$

$$= 16,77286808 \text{ ft.lbf/lbm}$$

f) Menghitung Brake Horse Power (BHP),

$$\text{BHP} = q_f \times \rho \times \frac{W_s}{550}$$

$$= 0,62 \times 51,1427 \times 0,030496$$

$$= 0,96 \text{ HP}$$

Dari fig 14-37, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi pompa sentrifugal untuk kapasitas 277 gpm,yaitu 80%

$$\eta_{\text{Pompa}} = 80\%$$

$$\text{BHP}_{\text{aktual}} = \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{Pompa}}}$$

$$= 1,204397775$$

g) Menghitung tenaga motor pompa,

Dari fig 14-37, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi motor untuk BHP = 1 HP.

$$\eta_{\text{Motor}} = 80\%$$

$$\text{PMotor} = \frac{\text{BHP Aktual}}{\eta_{\text{Motor}}}$$

$$= 1,50550$$

## Resume Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: L-111
Fungsi	: Memompa feed toluene kedalam vaporizer
Tipe Pompa	: Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	: 0,617776935 cuft/s
Total Head	: 16,77286808 ft.lbf/lbm

Power Pompa	:	1,204397775
Ukuran Pipa		
D Nominal	:	6 in
ID	:	5,761 in
OD	:	6,625 in
Schedule No	:	80
Bahan	:	Commercial Steel
Power Motor	:	1,50550

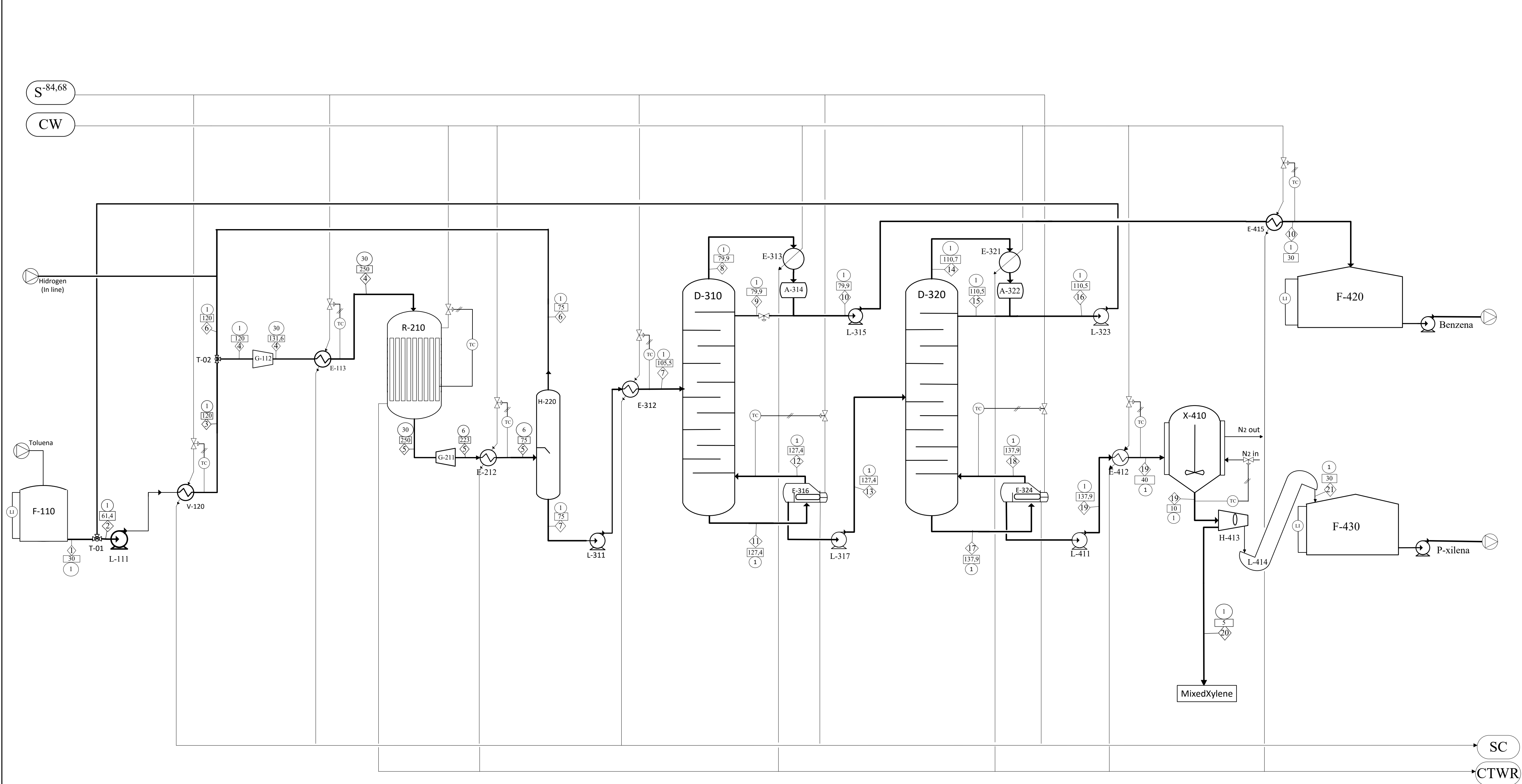
---







PABRIK P-XILENA DARI TOLUENA DAN HIDROGEN  
DENGAN PROSES DISPROPORSIONASI TOLUENA



<b>S</b>	Steam	<b>SC</b>	Steam Condensat
<b>CW</b>	Cooling Water	<b>CTWR</b>	Cooling Water Return
	Nomor Aliran		Bahan Baku
	Tekanan (atm)		Produk
	Suhu ( °C)		

Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
30	F-430	P-xylene Storage Tank	1
29	F-420	Benzene Storage Tank	1
28	E-415	Cooler	1
27	L-414	Bucket Elevator	1
26	H-413	Centrifuge	1
25	X-410	Crystallizer	1
24	E-412	Cooler	1
23	L-411	MixedXylene Product Pump	1
22	E-324	Reboiler	1
21	L-323	Toluene Recycle Pump	1
20	A-322	Toluene Column Accumulator	1
19	E-321	Toluene Column distillat Condensor	1
18	D-320	Toluene Column	1
17	L-317	Toluene Column Feed Pump	1
16	E-316	Reboiler	1
15	L-315	Benzene Product Pump	1
14	A-314	Benzene Column Accumulator	1
13	E-313	Benzene Column Distillate Condensor	1
12	D-310	Benzene Column	1
11	E-312	Feed Benzene Column Heater	1
10	L-311	Benzene Column Feed Pump	1
9	H-220	Flash tank	1
8	E-212	Heater	1
7	G-211	Expander	1
6	R-210	Reaktor	1
5	E-113	Heater	1
4	G-112	Compressor	1
3	V-120	Vaporizer	1
2	L-111	Toluene Feed Pump	1
1	F-110	Toluene Storage Tank	1
No.	Kode	Nama Alat	Jumlah

Digambar Oleh : Davi Khoirun Najib (2313 030 009)  
Dewi Puspa Ariany (2313 030 012)

Diperiksa Oleh : Prof.Dr.Ir. Danawati Hari P., M.Pd.  
NIP. 19510729 198603 2 001

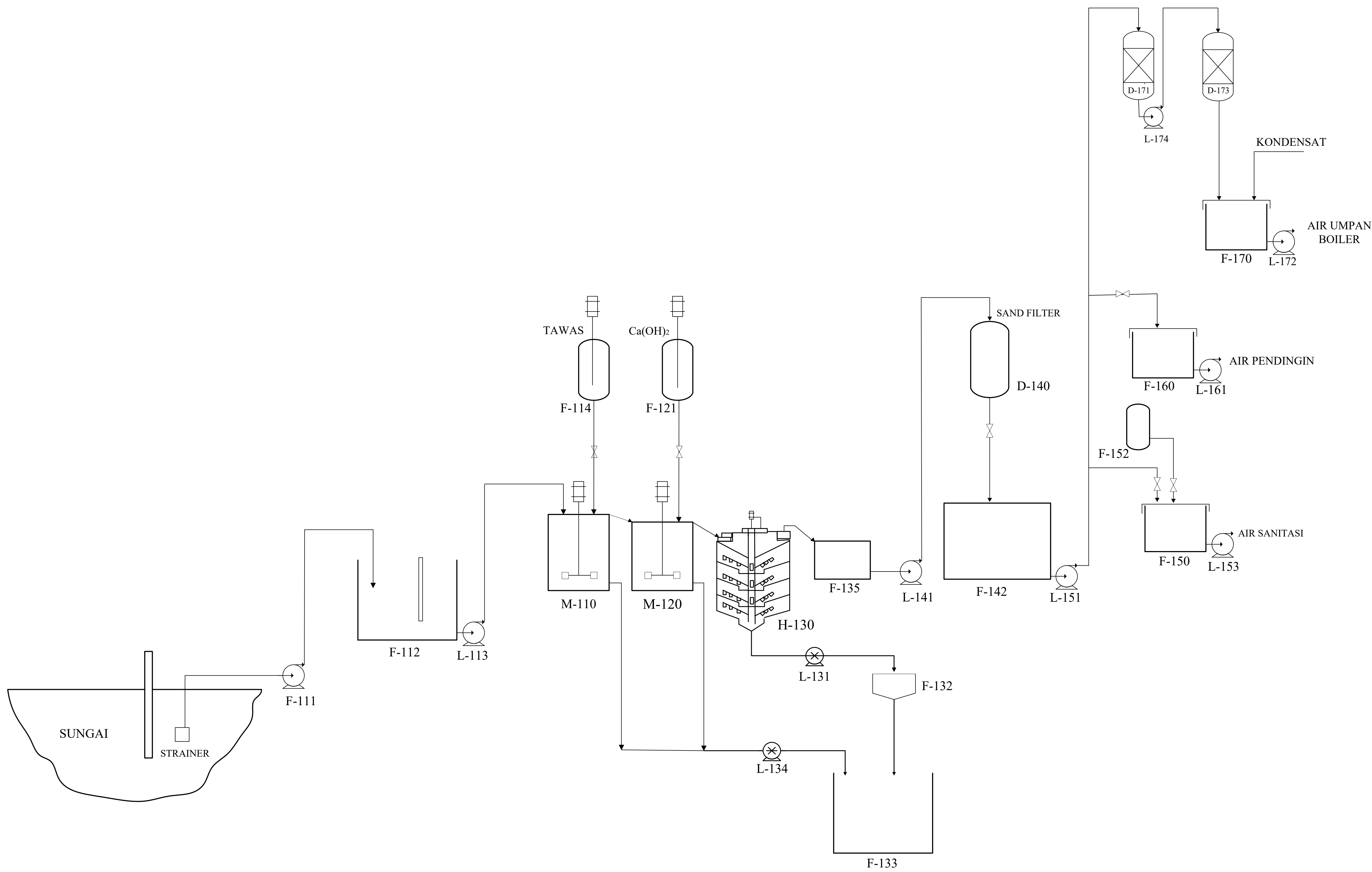
Flowsheet  
PABRIK P-XYLENE DARI TOLUENE DENGAN PROSES  
DISPROPORSIONASI TOLUENE



PROGRAM STUDI DIH TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2016

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
T (°C)	30	61,4	120	131,6	250	75	75	80,2	80,1	80,1	120	120	120	110,7	110,5	110,5	137,9	137,9	137,9	5	30
P (atm)	1	1	1	30	30	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Komponen	TABEL NERACA MASSA PABRIK P-XILENA DARI TOLUENA DENGAN PROSES DISPROPORSIONASI TOLUENA (Kg/hari)																				
Toluena	697477,1476	1117634,187	1117634,187	1117634,187	438550,714	0	424034,5732	2192,7536	6211,79524	2120,172866	436357,9604	464796,1541	421914,4003	420943,9972	1080220,279	420380,8369	970,4031	3107,8232	970,4031	970,4031	0
P-Xilena	3522,6119	3943,7375	3943,7375	3943,7375	196971,3098	0	404326,8194	984,8565	0	0	195986,4533	445421,0392	404326,8194	404,3268	1082,7105	421,3499	403922,4926	1293606,414	403922,4926	4039,2249	399883,2676
M-Xilena	1409,0447	1409,0447	1409,0447	1409,0447	78620,0737	0	37581,6595	393,1004	0	0	78226,9733	41401,3145	37581,6595	0	0	0	37581,6595	120359,4172	37581,6595	37581,6595	0
O-Xilena	2113,5671	2113,5671	2113,5671	2113,5671	117930,1105	0	11663,2736	589,6506	0	0	117340,4599	12848,6838	11663,2736	0	0	0	11663,2736	37352,9226	11546,6409	116,6327	0
Benzena	0	547,4633	547,4633	547,4633	288419,8053	0	248889,8582	1442,099	725564,6919	247645,4089	286977,7063	1370,9303	1244,4493	1,6178	1407,5237	547,7549	1242,8315	3980,3052	1242,8315	1242,8315	0
Hidrogen	0	0	1125648	1125648	1125648	1125648	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1242,8315	0
Etilbenzena	0	0	0	0	5155,9867	0	14255,11	25,7799	0	0	5130,2068	15703,9469	14255,1122	0	0	0	14255,1122	45653,572	14255,1122	14255,1122	0
TOTAL	704522,3713	1125648	2251296	2251296	2251296	1125648	1140751	5628,24	731776,4871	249765,5817	1120019,76	981542,07	890985,7143	421349,9418	1082710,513	421349,9418	469635,7726	1504060,455	469635,7726	69635,8722	399999,9003





27	L-174	Pompa	1
26	D-173	Anion Exchanger	1
25	L-172	Pompa Air Umpun Boiler	1
24	D-171	Kation Exchanger	1
23	F-170	Tangki Penampung Air Reboiler	1
22	L-161	Pompa Air Pendingin	1
21	F-160	Tangki Penampung Air Pendingin	1
20	L-153	Pompa Air Sanitasi	1
19	F-152	Tangki Disinfektan	1
18	F-151	Pompa Air Jernih	1
17	F-150	Tangki penampung Air sanitasi	1
16	F-142	Bak Penampung Air Jernih	1
15	L-141	Pompa	1
14	D-140	Sand Filter	1
13	F-135	Tangki Penampung	1
12	L-134	Pompa Tangki Penampung	1
11	F-133	Drying Bed	1
10	F-132	Bak Penampung Lumpur	1
9	F-131	Pompa Feed Drying Bed	1
8	H-130	Clarifier	1
7	F-121	Tangki Penampung Ca(OH)2	1
6	M-120	Tangki Flokulasi	1
5	F-114	Tangki Penampung Tawas	1
4	L-113	Pompa	1
3	F-112	Bak Penampung Air Sungai	1
2	L-111	Pompa Air Sungai	1
1	M-110	Tangki Koagulasi	1
No.	Kode	Nama Alat	Jumlah

Digambar Oleh : Davi Khoirun Najib (2313 030 009)  
Dewi Puspa Ariany (2313 030 012)

Diperiksa Oleh : Prof.Dr.Ir. Danawati Hari P., M.Pd.  
NIP. 19510729 198603 2 001

Flowsheet  
UTILITAS PABRIK P-XYLENE DARI TOLUENE  
DENGAN PROSES DISPROPORSIONASI TOLUENE



PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2016

## **BAB X**

### **KESIMPULAN**

Dari uraian proses pabrik p-xilena dari toluena dan hidrogen dengan proses disproporsionasi toluena ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas pabrik p-xilena dari toluena dan hidrogen dengan proses disproporsionasi toluena adalah sebesar 400 ton/hari atau 120000 ton/tahun
2. Bahan baku yang digunakan adalah toluena sebesar 704522,3713 kg Toluena/hari atau 704,522 ton Toluena/hari.
3. Tahap pembuatan p-xilena ini melalui beberapa tahapan proses yaitu:
  - a. Tahap *pre-treatment* untuk mengubah fase toluene dari liquid menjadi gas.
  - b. Tahap disproporsionasi toluena untuk mengkonversi toluena menjadi benzena dan xilena dengan bantuan katalis ZSM-5 dan hidrogen.
  - c. Tahap pemisahan benzena dan xilena. Terdapat dua kolom distilasi, dimana pada kolom distilasi pertama memisahkan antara campuran xilena dan toluena dengan benzena (sebagai produk samping). Pada kolom distilasi yang kedua memisahkan antara toluena (recycle) dengan xilena (produk utama).
  - d. Tahap pemurnian untuk memisahkan p-xilena dari kedua isomer xilena yang lain yaitu m-xilena dan o-xilena dengan menggunakan proses kristalisasi berdasarkan perbedaan titik bekunya.
4. Hasil utama berupa p-xilena, sedangkan produk samping berupa benzena.
5. Limbah yang dihasilkan yaitu berupa limbah cair yang berasal limbah domestik kantor dan limbah gas yang berasal dari gas sisa pembakaran pembangkit steam pada boiler.



6. Kebutuhan air

Jumlah kebutuhan air total pabrik p-xilena dari toluena dan hidrogen dengan proses disproporsionasi toluena per hari adalah:

- Air sanitasi	= 1,50 m <sup>3</sup> /jam
- Air boiler	= 5,1 m <sup>3</sup> /jam
- Air pendingin	= 33,51 m <sup>3</sup> /jam
Total	= 40,11 m <sup>3</sup> /jam

## DAFTAR PUSTAKA

- Chopey, N. P. (1999). *Handbook of Chemical Engineering Calculations, 3<sup>th</sup> edition*. New York : McGraw-Hill.
- Dean, J. A. (1999). *Lange's Handbook of Chemistry, 5<sup>th</sup> Edition*. New York : McGraw-Hill.
- Gallant, R. W. (1993). *Physical Properties Hydrocarbons*. USA: Gulf Publishing Company.
- Geankoplis, C. (1983). *Transport Process and Unit Operations, 2ed edition*. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.
- Kementrian Perindustrian Republik Indonesia (2014). *Perkembangan Impor Komoditi Hasil Industri Dari Negara Tertentu*. [www.kemenperin.go.id](http://www.kemenperin.go.id)
- Kern, D. Q. (1988). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Kirk-Othmer. (1991). *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Lloyd E Brownell and Edwin H Young. (1959). *Process Equipment Design*. New York: Wiley Eastern Limited.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants, Vol.3, 3<sup>th</sup> edition*. United State America : Gulf Professional Publishing.
- Mc Ketta, J.J., 1977, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design, vol 4*. New York : Marcel Dekker Inc.
- Meyers, R. A. (1997). *Handbook of Petroleum Refining Processes*. United States of America: The McGraw-Hill Companies.
- Perry (2008). *Chemical Engineering Handbook 8<sup>th</sup> Edition*. USA : The McGraw-Hill Companies.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. (1991). *Plant Design and Economic for Chemichal Engineers Handbook, 7<sup>th</sup> edition*. Singapore: McGraw-Hill, Inc.

- Silla, H. (2003). *Chemical Process Engineering*. New York : Marcel Dekker, Inc.
- Smith, J. M. (2001). *Chemical Engineering Thermodynamics 6<sup>th</sup> Edition*. Singapore : McGraw-Hill.
- Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. England : John Wiley & Sons, Ltd.
- Seader, J.D., dan Henley, E.J. 2006. *Separation Process Principles 2nd Edition*. Hoboken : John Wiley & Sons.
- Ulrich, G.D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics,. New York : John Wiley and Sons.
- Undang-undang Republik Indonesia, No. 32 Tahun 2009. *Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup*. Indonesia.
- Wells, G. M. (1991). *Handbook of Petrochemical and Processes*. England: Gower Publishing Company Limited.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment, Selection and Design*. United States of America : Butterworth-Heinemann.
- Winkle, M. V. (t.thn.). *Distillation*. New York: McGraw-Hill.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.

## RIWAYAT PENULIS



Davi Khoirun Najib, penulis dilahirkan di Gresik pada tanggal 5 Mei 1994. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Bakti 4 pada tahun 2001, lulus dari SD Negeri 2 Randuagung pada tahun 2007, lulus dari SMP Negeri 1 Gresik pada tahun 2010 dan lulus dari SMA Negeri 1 Gresik pada tahun 2013. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia FTI-ITS dengan Nomor Registrasi 2313 030 009. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Komunikasi dan Informasi Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2014-2015), Staff Departemen Komunikasi dan Informasi Badan Eksekutif Mahasiswa FTI-ITS (2014-2015) dan Ketua Bidang Komunikasi dan Informasi Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2015-2016), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Petrokimia Gresik

Email : [kamulahdavi55@gmail.com](mailto:kamulahdavi55@gmail.com)

## RIWAYAT PENULIS



Dewi Puspa Ariany, penulis dilahirkan di Sumenep pada tanggal 3 Juni 1995. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Al-Qur'an Suryalaya pada tahun 2001, lulus dari SDN Pajagalan I pada tahun 2007, lulus dari SMP Negeri 1 Sumenep pada tahun 2010 dan lulus dari SMA Negeri 2 Sumenep pada tahun 2013. Setelah lulus SMA penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia FTI-ITS dengan Nomor Registrasi 2313 030 012. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Kewirausahaan HIMA D3KKIM FTI-ITS (2014-2015), Staff Departemen Sosial Masyarakat Badan Eksekutif Mahasiswa FTI-ITS (2014-2015), dan Staff Ahli Bidang Kewirausahaan HIMA D3KKIM FTI – ITS (2015-2016), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Semen Indonesia (PERSERO) Tbk, Pabrik Tuban.

Email: dewipuspaariany@gmail.com